

## **INFORMATION TO USERS**

**This manuscript has been reproduced from the microfilm master. UMI films the text directly from the original or copy submitted. Thus, some thesis and dissertation copies are in typewriter face, while others may be from any type of computer printer.**

**The quality of this reproduction is dependent upon the quality of the copy submitted. Broken or indistinct print, colored or poor quality illustrations and photographs, print bleedthrough, substandard margins, and improper alignment can adversely affect reproduction.**

**In the unlikely event that the author did not send UMI a complete manuscript and there are missing pages, these will be noted. Also, if unauthorized copyright material had to be removed, a note will indicate the deletion.**

**Oversize materials (e.g., maps, drawings, charts) are reproduced by sectioning the original, beginning at the upper left-hand corner and continuing from left to right in equal sections with small overlaps.**

**ProQuest Information and Learning  
300 North Zeeb Road, Ann Arbor, MI 48106-1346 USA  
800-521-0600**

**UMI<sup>®</sup>**



**UNIVERSITÉ DE SHERBROOKE**

Faculté de génie

Département de génie chimique

**Gazéification pyrolytique de la graine de canola par lit  
jaillissant par plasma**

Mémoire de maîtrise en sciences appliquées

Spécialité : Génie chimique

Alan Lemoine

Sherbrooke (Québec), Canada

Avril 2001



**National Library  
of Canada**

**Acquisitions and  
Bibliographic Services**

**395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada**

**Bibliothèque nationale  
du Canada**

**Acquisitions et  
services bibliographiques**

**395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada**

*Your file Votre référence*

*Our file Notre référence*

**The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.**

**L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.**

**The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.**

**L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.**

**0-612-74449-3**

**Canada**

## Résumé

La gazéification de la biomasse est un procédé industriel qui est devenu très important lors de la deuxième guerre mondiale lorsque les militaires ont rationné en carburant la population civile pour des fins militaires. Les gazéificateurs de cette époque étaient principalement alimentés avec du charbon et utilisaient les gaz générés par la gazéification majoritairement pour le secteur des transports et résidentiel. Cette époque était en quelque sorte l'apogée de la gazéification avec plus d'un million de gazéificateurs en opération en Europe. Il a fallu attendre près de 30 ans pour connaître une seconde émergence de la gazéification à cause de l'embargo pétrolier en 1970. Plusieurs nouveaux projets de gazéification ont vu le jour à ce moment, mais ils étaient basés sur une technologie inappropriée ce qui a causé la mort de la majorité des projets au début des années 80 avec la chute des cours du pétrole. Seul des projets bien conçus techniquement ont subsisté à cette période difficile pour les procédés de gazéification.

Cependant, la conscience environnementale dont fait preuve la population en général sur les effets d'une consommation incontrôlée des combustibles fossiles sur notre environnement et sur la possibilité de l'épuisement des réserves de pétrole ont fait beaucoup réfléchir. La possibilité d'utiliser d'autres sources de combustible non seulement pour le transport mais pour la production d'énergie est de plus en plus envisagée. Ceci a causé en quelque sorte la renaissance de l'intérêt de la gazéification de la biomasse. Contrairement à la deuxième guerre mondiale où l'on utilisait la gazéification du charbon principalement pour le transport civil, on pense aujourd'hui à utiliser la biomasse comme source potentielle à la génération d'électricité.

La fin des années 90 (98-99) est un point très important, car les cours du pétrole sont remontés de façon très importante et ont engendré un regain d'intérêt très élevé pour les procédés de gazéification. Plusieurs compagnies à travers le monde se mettent à concevoir des procédés de gazéification de biomasse à grande échelle. Le début de l'an deux mille est une occasion pour la biomasse de s'implanter comme source d'énergie à grande échelle afin de profiter au monde entier. L'avantage majeur de la biomasse est son aspect renouvelable éliminant presque complètement la génération des gaz à effets de serre responsables des problèmes climatiques majeurs sur la planète.

## REMERCIEMENTS

J'aimerais remercier mon directeur de recherche, le Dr. Jerzy Jurewicz pour son aide et l'apport de ses judicieux conseils tout au long de ma maîtrise. J'adresse aussi mes remerciements à M. Serge Gagnon pour son aide technique et aux autres membres du personnel du CRTP. Je remercie aussi le programme de support financier FCAR du Québec et le Conseil de recherche en sciences naturelles et génie du Canada.

3.2.2	Analyse des gaz	28
3.2.2.1	Spectométrie de masse	28
3.2.2.2	Chromatographie en phase gazeuse	29
<b>3.3</b>	<b>Montage expérimental</b>	<b>30</b>
3.3.1	Caractéristiques du réacteur	31
3.3.1.1	Partie cylindrique	31
3.3.1.2	Partie conique	32
3.3.1.3	Alimentation	32
3.3.1.4	Unité de filtration	32
3.3.1.5	Gaz mètre	32
3.3.1.6	Vanne d'échantillonnage	32
3.3.1.7	Torche à plasma	33
3.3.2	Déroulement de la gazéification	33
<b>4.0</b>	<b>Résultats</b>	<b>35</b>
<b>4.1</b>	<b>Caractérisation de la matière première</b>	<b>35</b>
4.1.1	Distribution de la taille des graines de canola	35
4.1.2	Analyse élémentaire CHN, analyse des cendres, teneur en humidité	35
4.1.2.1	Résumé	35
4.1.2.1.1	Cendres	35
4.1.2.1.2	Teneur en humidité	35
4.1.3	Analyse thermogravimétrique	36
<b>4.2</b>	<b>Simulation de gazéification par thermogravimétrie</b>	<b>37</b>
<b>4.3</b>	<b>Expériences préliminaires</b>	<b>38</b>
4.3.1.1	Intensité de courant et débit du gaz plasmagène	38
4.3.1.2	Charge initiale de canola	39
4.3.1.3	Débits de CO <sub>2</sub> injectés	40
4.3.1.4	Identification des gaz présents à la sortie du réacteur	40
4.3.1.5	Méthode de quantification des gaz	41
4.3.1.5.1	Élaboration de la méthode	41
4.3.1.6	Conditions expérimentales	43
<b>4.4</b>	<b>Résultats des essais systématiques</b>	<b>44</b>
4.4.1	Volume des gaz générés	44
4.4.1.1	Intensité de courant 200 A	45
4.4.1.2	Intensité de courant 250 A	46
4.4.1.3	Intensité de courant 300 A	47
4.4.1.4	Résumé	48
4.4.1.4.1	Jet d'argon	48
4.4.1.4.2	Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	48
4.4.2	Taux de génération de gaz durant la gazéification	49
4.4.2.1	Intensité de courant 200 A	49
4.4.2.2	Intensité de courant 250 A	51
4.4.2.3	Intensité de courant 300 A	53
4.4.2.4	Résumé	55
4.4.2.4.1	Jet d'argon	55

4.4.2.4.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	55
4.4.3 Bilan de matière global (coté gaz et solide)	56
4.4.3.1 Intensité de courant 200 A	56
4.4.3.2 Intensité de courant 250 A	57
4.4.3.3 Intensité de courant 300 A	58
4.4.3.4 Résumé	59
4.4.3.4.1 Jet d'argon	59
4.4.3.4.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	59
4.4.4 Analyse de la conversion : Oxygène, carbone, hydrogène	60
4.4.4.1 Intensité de courant 200 A	60
4.4.4.2 Intensité de courant 250 A	61
4.4.4.3 Intensité de courant 300 A	62
4.4.4.4 Résumé	63
4.4.4.4.1 Conversion de l'oxygène	63
4.4.4.4.1.1 Jet d'argon	63
4.4.4.4.1.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	63
4.4.4.4.2 Conversion du carbone	64
4.4.4.4.2.1 Jet d'argon	64
4.4.4.4.2.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	64
4.4.4.4.3 Conversion de l'hydrogène	64
4.4.4.4.3.1 Jet d'argon	64
4.4.4.4.3.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone	64
4.4.5 Valeur énergétique (énergie de combustion) des gaz de sortie	65
4.4.6 Rendements énergétiques	66
4.4.6.1 Rendement énergétique du procédé en fonction du temps	66
4.4.6.2 Rendement énergétique global	70
4.4.6.2.1 Valeur calorifique de la graine de canola	70
4.4.6.2.2 Énergie injectée venant du plasma	70
4.4.6.2.3 Valeur calorifique des résidus solides	70
4.4.7 Évolution de la masse de matière durant la gazéification	71
4.4.7.1 Estimation d'un taux d'alimentation de matière	72
<b>5.0 Conclusion</b>	<b>74</b>
5.1 Bilan de masse et conversion	74
5.2 Taux de génération et composition des gaz	75
5.3 Rendements énergétiques	75
5.3.1 Rendement énergétique en fonction du temps	75
5.3.2 Rendement énergétique global	75
5.4 Remarques générales	76
5.5 Considérations futures	76
<b>6.0 Bibliographie</b>	<b>77</b>
<b>ANNEXE A</b>	<b>79</b>
<b>ANNEXE B</b>	<b>83</b>



## Liste des figures

Figure 2.1	Cycle de la biomasse Source : Klass (1997)	4
Figure 2.1	Diagramme ternaire représentant la conversion de la biomasse, source : T.B. Reed	8
Figure 2.2	Étapes impliquées dans la gazéification de la biomasse, source : T.B. Reed	10
Figure 2.3	Représentation des régions du lit jaillissant à base conique, source : (A. Markowski, Kaminski. W)	18
Figure 3.1	Schéma de montage	31
Figure 3.2	Schéma de la torche plasma	33
Figure 4.1	Analyse thermogravimétrique de la graine de canola	36
Figure 4.2	Simulation de la gazéification par thermogravimétrie	37
Figure 4.3	Volume total des gaz de sortie (200 A)	45
Figure 4.4	Volume total des gaz de sortie (250 A)	46
Figure 4.5	Volume total des gaz de sortie (300 A)	47
Figure 4.6	Taux de génération de gaz durant la gazéification (200 A)	49
Figure 4.7	Taux de génération maximum de gaz (200 A)	50
Figure 4.8	Taux de génération de gaz durant la gazéification (250 A)	51
Figure 4.9	Taux de génération maximum de gaz (250 A)	52
Figure 4.10	Taux de génération de gaz durant la gazéification (300 A)	53
Figure 4.11	Taux de génération maximum de gaz (300 A)	54
Figure 4.12	Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (200 A)	60
Figure 4.13	Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (250 A)	61
Figure 4.14	Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (300 A)	62
Figure 4.15	Rendements énergétiques pour pyrolyse (Argon seul) pour 200, 250 et 300 A.	67
Figure 4.16	Rendements énergétiques pour Argon + 2.5 LPM CO <sub>2</sub> pour 200, 250 et 300 A	67
Figure 4.17	Influence du débit du gaz secondaire (CO <sub>2</sub> ) sur le rendement pour l'intensité de courant de 250 A.	68
Figure 4.18	Comparaison des taux massiques de génération des gaz en fonction des puissances électriques injectées.	69
Figure 4.19	Rapport de la masse des gaz générés sur la masse de la charge restante du lit.	72
Figure 4.20	Taux massique de gazéification pour les cas de pyrolyse à l'argon seul à 200, 250 et 300 A.	73

## Liste des tableaux

Tableau 2.1 Substitut potentiel de la production du gaz naturel venant de la biomasse vierge à différent rendement au E-U.	6
Tableau 4.1 Distribution de la taille des graines de canola	35
Tableau 4.2 Teneur en humidité, analyse des cendres de la matière première	35
Tableau 4.3 Analyse élémentaire CHN	35
Tableau 4.4 Analyse enthalpique du jet de gaz sortant du chalumeau (Argon seul)	39
Tableau 4.5 Analyse enthalpique du jet gazeux à la sortie du chalumeau (Argon + CO <sub>2</sub> )	40
Tableau 4.6 Conditions expérimentales de la gazéification	43
Tableau 4.7 Intervalles d'échantillonnage durant la gazéification	43
Tableau 4.8 Volume mesuré des constituants gazeux durant toute la gazéification (200 A)	45
Tableau 4.9 Volume mesuré des constituants gazeux durant toute la gazéification (250 A)	46
Tableau 4.10 Volume mesuré des constituants gazeux durant toute la gazéification (300 A)	47
Tableau 4.11 Taux maximum et moyenne (200 A)	50
Tableau 4.12 Taux maximum et moyenne (250 A)	52
Tableau 4.13 Taux maximum et moyenne (300 A)	54
Tableau 4.14 Bilan de matière global coté gaz(200 A)	56
Tableau 4.15 Bilan de matière global coté solide (200 A)	57
Tableau 4.16 Bilan de matière global (250 A)	57
Tableau 4.17 Bilan de matière global coté solide (250 A)	58
Tableau 4.18 Bilan de matière global (300 A)	58
Tableau 4.19 Bilan de matière global coté solide (300 A)	59
Tableau 4.20 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (200 A)	60
Tableau 4.21 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (250 A)	61
Tableau 4.22 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (300 A)	62
Tableau 4.24 Valeurs énergétiques de combustion	65
Tableau 4.25 Rendements énergétiques moyens de combustion (kW généré/kW injecté) par expérience.	66
Tableau 4.26 Valeurs calorifique des résidus solides (MJ)	70
Tableau 4.27 Rendements énergétiques globaux par expérience (%).	71

## 1.0 Introduction

La surconsommation des combustibles fossiles pendant le siècle dernier ne s'est pas faite sans inconvénients. Les changements climatiques que subit notre planète viennent nous rappeler que l'utilisation de ces combustibles non renouvelables peuvent causer des torts parfois irréparables à notre environnement. En plus des dommages causés à l'environnement, les combustibles fossiles comme le pétrole sont sujet à des contrôles de prix qui peuvent fluctuer grandement d'année en année et sont voués à l'épuisement.

La recherche de produits alternatifs aux combustibles fossiles prend de plus en plus de place aujourd'hui à cause des raisons mentionnées auparavant. L'une des possibilités qui semble porter intérêt, est l'utilisation de la biomasse principalement à cause de son aspect renouvelable et de sa disponibilité.

La biomasse à l'état naturel est un solide qui est difficilement utilisable pour des applications sans une modification substantielle. La conversion en gaz ou en liquide de cette biomasse comme porteur d'énergie offre beaucoup plus d'avantages pour le transport et les applications industrielles. Il existe une panoplie de procédés pour la conversion de la biomasse en carburant. Ceux-ci comprennent les procédés biologiques pour la fabrication d'éthanol ou de méthane et les procédés thermiques pour la fabrication d'énergie thermique, des carburants gazeux, des carburants liquides et solides qui pourront servir directement ou être convertis en électricité.

Ce sont les procédés thermiques qui semblent offrir le plus d'avantages par la diversité des produits que l'on peut générer selon les conditions d'opérations. Les procédés de conversion thermiques sont très variés : on retrouve la combustion, la gazéification, la pyrolyse, le reformage et la liquéfaction.

## 2.0 Revue de littérature

### 2.1 Biomasse comme source d'énergie renouvelable

Vers la moitié du 18<sup>e</sup> siècle, la biomasse était la principale source de la demande énergétique et de carburant de la planète. La biomasse est devenue de moins en moins utilisée dans les pays industrialisés lorsque l'ère des combustibles fossiles est arrivée. La demande en combustible fossile était faible au début et a augmenté en un rythme effréné par la suite jusqu'à la première crise du pétrole au début des années 70. C'est à ce moment que les instances gouvernementales ont réalisé que la biomasse pouvait être une source d'énergie domestique qui a le potentiel de réduire la consommation et les importations de pétrole.

Par exemple, selon [Klass], la contribution en énergie venant de la biomasse pour la consommation énergétique des États-Unis au milieu des années 70 était de 850000 BPE(Barils de Pétrole Équivalent)/jour ou de plus de 2% de la consommation énergétique totale. Au début des années 90, cette contribution était montée à 1.4 millions BPE/jours ou 3.3 % de la consommation énergétique totale et pour l'année 2000 cette contribution est estimée à 2.0 millions BPE/jour (Klass,1994). D'autres pays comme le Canada consommait environ 134000 BPE/jour au début des années 70, 250000 BPE/jour en 1992 ou 4.4% de la demande énergétique totale.

Bien que les pays du tiers monde n'aient jamais cessé d'utiliser la biomasse comme source de carburant et d'énergie, elle est redevenue une source de carbone renouvelable pour la génération d'énergie et de carburant pour les pays industrialisés.

### 2.1.1 Concept général

La biomasse est une source majeure de carbone qui provient d'un phénomène très particulier : la photosynthèse. La captation de l'énergie solaire et sa transformation en carbone fixe dans la biomasse via la photosynthèse où le dioxyde de carbone est converti en composés organiques est la clé initiale dans le développement de la biomasse. Cette réaction de photosynthèse est exprimée de façon simplifiée comme ceci :



Les principales caractéristiques de l'utilisation de la biomasse comme source d'énergie et de carburant sont représentées dans la figure 2.1. Conventionnellement, la biomasse est récoltée comme nourriture, pour les fibres, pour du matériel de construction ou elle est laissée libre de pousser jusqu'à sa décomposition éventuelle. La biomasse décomposée ou les déchets venant des opérations de récolte et de transformation si déposée dans la terre peut en théorie être partiellement récupérée après de longue période comme combustible fossile. Ceci est indiqué par les lignes pointillées sur la figure 2.1.

Parallèlement, la biomasse et les déchets résultant de son utilisation peuvent être convertis directement en carburants organiques synthétiques. Le contenu énergétique peut aussi être utilisé directement pour produire de la chaleur par combustion. De façon conceptuelle on peut constater par ce schéma que la biomasse peut suivre plusieurs chemins où l'on peut produire soit des produits énergétiques ou des carburants synthétiques.

## 2.2 Potentiel énergétique de la biomasse

### 2.2.1 Biomasse vierge

Considérons premièrement la radiation solaire qui frappe la surface de la terre. En considérant une exposition moyenne par jour d'exposition solaire mondiale de  $220 \text{ W/m}^2$ , l'exposition solaire pour une année de 0.01% de la surface des continents de la terre est approximativement égale à toute la consommation énergétique consommée par la population mondiale par année. Pour les États-Unis seulement, l'exposition de 0.1% à 0.2% de la surface du pays serait suffisante pour subvenir à la demande énergétique de la population américaine.

La façon la plus employée et la plus pratique pour la captation de l'énergie solaire est la culture de la biomasse vierge. Une quantité énorme de carbone est fixée chaque année sous la forme de biomasse terrestre et aquatique. Selon [Klass], le contenu énergétique de la biomasse renouvelable à la surface de la terre qui pourrait être récupérée comme source d'énergie est en théorie 100 fois la consommation annuelle de l'énergie dans le monde entier. À une valeur énergétique nominale de  $18.6 \text{ GJ/tonne}$  sèche et en assumant que la consommation annuelle totale de charbon, pétrole et de gaz naturel s'approche de  $315 \text{ EJ}$ (1993), que l'énergie solaire captée dans  $19.6 \text{ Gtonne}$  de biomasse sèche ou l'équivalent de  $7.6 \text{ Gtonne}$  de carbone biomasse serait l'équivalent de la consommation mondiale de ces combustibles fossiles. Étant donné qu'il est estimé que  $77 \text{ Gtonne}$  de carbone ou  $171 \text{ Gtonne}$  de biomasse vierge sèche la plupart à l'état sauvage est fixé sur la terre chaque année, il est certainement possible de considérer la biomasse comme matière première pour utilisation directe ou pour la substitution de grande quantité de combustibles fossiles. Sous des conditions de cultures contrôlées, des espèces de biomasse dédiées pourraient être poussées spécifiquement pour la production d'énergie ou pour des usages multiples incluant l'énergie.

Une autre façon plus réaliste pour considérer la biomasse comme une source d'énergie est en calculant la surface moyenne nécessaire pour produire suffisamment de biomasse à des rendements annuels différents pour répondre à certains pourcentages de demande de carburant pour un pays particulier et de comparer ces surfaces avec ceux qui pourraient être disponibles.

Selon [Klass], une telle hypothèse pour les États-Unis par exemple pourrait s'adresser au potentiel de la biomasse pour la conversion en GNS(Gaz Naturel Substitué) représentée dans le tableau 2.1. Pour cette analyse, la demande annuelle des États-Unis de gaz naturel projetée serait de 26.5 EJ en 2010 à un taux annuel de consommation de 1.2% (Département d'énergie U.S.,1994). Il est présumé que la biomasse sous forme d'arbre, de plantes, d'herbe, d'algues ou de plantes marines à une valeur calorifique de 18.6 GJ/t sèche et poussée sous des conditions contrôlées dans des "plantations de méthane" à un rendement de 20 à 50 t sèche/ha-an et convertie en GNS à un rendement thermique de 50%.

**Tableau 2.1 Substitut potentiel de la production du gaz naturel venant de la biomasse vierge à différent rendement au E-U.**

Pourcentage de la demande en gaz naturel fournie	Surface moyenne nécessaire pour un rendement de biomasse (10 <sup>6</sup> ha)	
	20 (sèche) t/ha-an	50 (sèche) ) t/ha-an
1.42	2.02	0.81
10	14.3	5.7
50	71.2	28.5
100	142.5	57

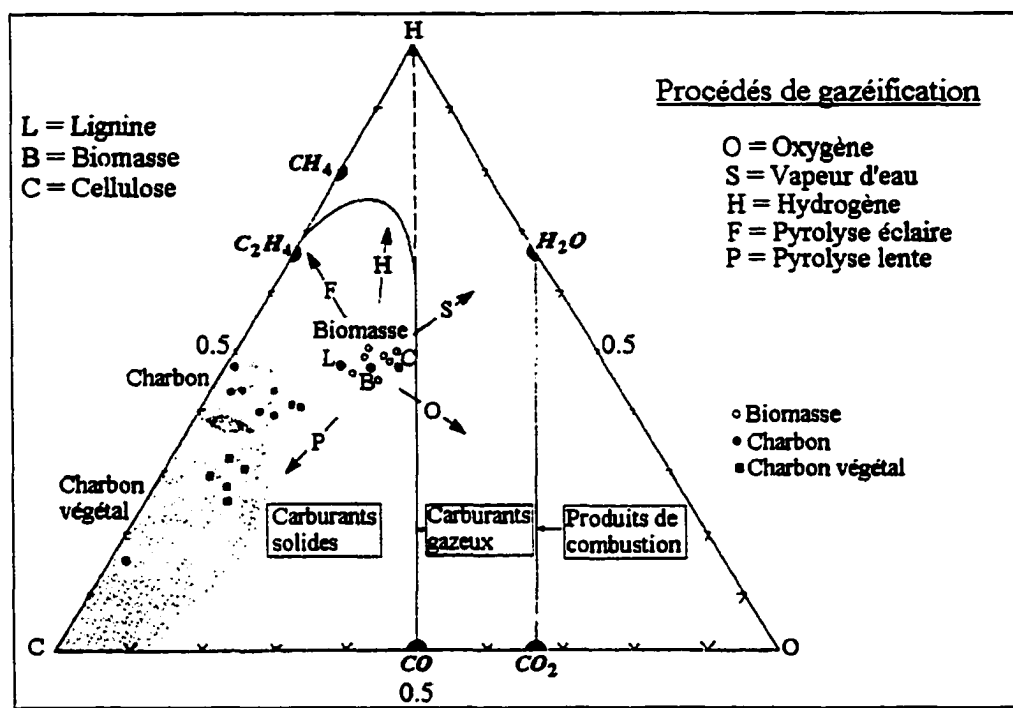
## 2.3 Gazéification de la biomasse

### 2.3.1 Principe de la gazéification

Les procédés de gazéification sont généralement conçus pour la production de carburants gazeux de basse et moyenne énergie, de gaz de synthèse pour la fabrication de produits chimiques et la production d'hydrogène.

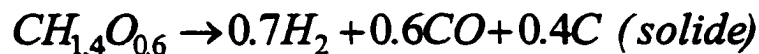
Essentiellement, il existe trois types de procédés de gazéification : la pyrolyse, l'oxydation partielle et le reformage. . À haute température, le charbon et les liquides sont des produits minoritaires ou non présents. Les procédés d'oxydation partiels (oxydation directe, combustion, combustion privée d'air ou d'oxygène), sont ceux qui utilisent une quantité d'oxygène en bas de la stoechiométrie entraînant la formation de produits partiellement oxydés. Le reformage est représenté généralement par la conversion d'hydrocarbures gazeux et de composés organiques

qui définissent la ligne limite de basse énergie des carburants gazeux. Les compositions à la droite de cette ligne représente la combustion avec un excès d'air ou d'oxygène.



**Figure 2.1** Diagramme ternaire représentant la conversion de la biomasse, source : T.B. Reed

Le problème de la gazéification devient le problème de changer la composition du carburant solide à la gauche de la figure suivant une ou plusieurs flèches pour se transformer en composition gazeuse. Une simple équation pour une pyrolyse à haute température de biomasse qui se transforme en gaz et en charbon peut être représentée comme ceci :

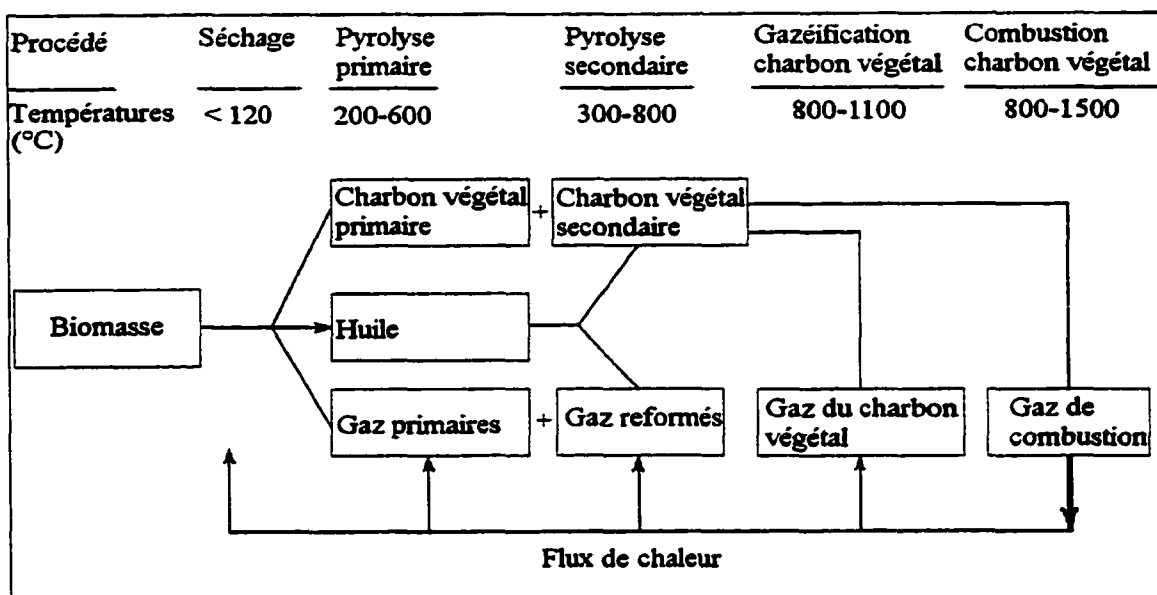


Cette équation suggère que seulement avec de la chaleur, du charbon doit forcément être formé et qu'il doit y avoir nécessairement un changement de composition de la biomasse si on veut complètement la gazéifier. Les flèches représentées sur la figure, montre les différentes méthodes pour accomplir cela. La pyrolyse est la disproportionation de la biomasse pour générer des gaz (habituellement  $CH_4$ ,  $CO$  et  $H_2$ ) et la flèche P indique qu'il y aura formation de charbon en plus des gaz.



La gazéification en présence d'air/oxygène est la méthode la plus simple pour la production de gaz à cause de l'exothermie de la réaction initiale (flèche O). Étant donné que la gazéification avec de l'oxygène pur est très exothermique il est très fréquent, que celle-ci soit utilisée en conjonction avec de la vapeur d'eau pour conserver l'énergie et produire un gaz contenant plus d'hydrogène (flèche S) . La vapeur d'eau peut aussi être utilisée seule pour la gazéification de la biomasse produisant des gaz riches en méthane. L'hydrogène a été utilisé pour la liquéfaction et la gazéification du charbon et est représentée par la Flèche H. La dernière flèche représentée sur le diagramme est la flèche F qui représente le procédé de pyrolyse éclair qui se déroule habituellement à des températures entre 750-1000 °C. La particularité de la pyrolyse éclair est la grande production d'oléfine comme l'éthylène, propylène et butylène. De plus, elle a tendance à produire très peu de charbon.

La figure 2.2 représente les étapes impliquées lorsque qu'une matière biologique est exposée à des hautes températures. Ces étapes représentent les stades de la gazéification de la biomasse. Le premier stade est le séchage. Cette étape se déroule à des températures de 100°C à 120 °C et c'est l'étape où l'eau contenue dans la biomasse est expulsée de celle-ci. La deuxième étape est la pyrolyse primaire. C'est à ce moment que débute la génération de gaz primaires, la formation du charbon végétal primaire et le dégagement d'huile contenue dans la matière. La troisième étape est la pyrolyse secondaire. C'est à cette étape que le charbon végétal secondaire est généré et la formation de gaz reformés. L'avant dernière et la dernière étape se déroulent sensiblement en même temps, c'est la gazéification et la combustion du charbon végétal.



**Figure 2.2** Étapes impliquées dans la gazéification de la biomasse, source : T.B. Reed

### 2.3.1.2 Cinétique de réaction du charbon végétale lors de la gazéification

Les charbons végétaux produits lors de la gazéification de la biomasse sont principalement composés de carbone. Ce charbon peut être oxydé en gaz de synthèse par des réactions hétérogènes impliquant le  $\text{CO}_2$ , la vapeur d'eau, l'oxygène et l'hydrogène. La réactivité des charbons végétaux en atmosphère gazeuse est très complexe et fonction de la température, de la structure de la particule, de la source de carbone et l'histoire thermique du charbon. Le taux global de la gazéification des charbons végétaux peut être affecté non seulement par la cinétique chimique mais aussi par des phénomènes de transfert de masse interne et externe qui créent une résistance. De plus, les réactions de gazéification ont un grand effet thermique rendant possible un gradient de température significatif au sein de la particule.

#### 2.3.1.2.1 Mécanisme de réaction en présence de $\text{CO}_2$

Selon Ergun et Mentser (1973) les études du mécanisme de réactionnel du  $\text{CO}_2$  avec le charbon végétale en surface d'une particule de biomasse indique,

$$-r_c = \frac{k_1 * C_{Tot} * P_{CO_2}}{1 + \frac{k_1'}{k_2} * P_{CO} + \frac{k_1}{k_2} * P_{CO_2}} \quad \text{Équation No.1}$$

Selon cette équation du taux de réaction, le CO<sub>2</sub> et le CO peuvent empêcher la réaction. Le CO peut réduire le taux de gazéification en éliminant de façon réversible le complexe de surface C(O). À de hautes pressions partielles de CO<sub>2</sub>, la réaction devient indépendante de la pression de CO<sub>2</sub>. La réaction d'échange d'oxygène, réaction (1), limite le taux de la réaction aux hautes températures à cause de sa basse énergie d'activation. La décomposition d'oxyde de surface, réaction (2), a une grande énergie d'activation et est beaucoup plus sensible à la variation de température que la réaction (1).

Grabke (1966) a estimé dans une atmosphère de CO<sub>2</sub> pure et à des températures supérieures à 1000 °C que la réaction (1) est contrôlée par le taux de réaction. Dans un environnement égal de CO<sub>2</sub> et de CO, la réaction (1) devient limitante seulement à partir de 1200 °C avec le carbone utilisé. Mentser et Ergun (1973) ont suggéré que la réaction d'échange vers la droite, réaction (1), ait une énergie d'activation de 53 kcal, la réaction d'échange vers la gauche, réaction (1), a une énergie d'activation de 36 kcal et la réaction de décomposition d'oxyde, réaction (2), a une énergie d'activation de 58 kcal. Dans l'équation (1), la dépendance des ratios  $k_1'/k_2$  et  $k_1/k_2$  avec la température est telle que ces termes deviennent négligeables à des hautes températures et l'équation du taux devient de premier ordre.

$$-r_c = k_1 * C_{Tot} * P_{CO_2} \quad \text{Équation No.2}$$

À de plus basses températures, dans une atmosphère de CO<sub>2</sub> pure, le taux de gazéification varie d'un ordre zéro à un ordre 1.

$$-r_c = \frac{k_1 * C_{Tot} * P_{CO_2}}{1 + \frac{k_2}{k_1} * P_{CO_2}} \quad \text{Équation No.3}$$

On peut observer avec cette équation qu'à des pressions et températures modérées, la réaction varie selon  $(P_{CO_2})^{1/2}$ . L'équation (2) fait aussi état que le taux est proportionnel à  $C_{Tot}$  qui représente le nombre total de sites actifs de carbones disponibles.  $C_{Tot}$ , n'est pas la surface totale du carbone mais il a été proposé que seulement les atomes de carbones aux extrémités, aux longs des défauts cristallins et des atomes adjacents aux dépôts minéraux (CaO, MgO, FeO<sub>4</sub>) soient suffisamment réactifs pour être gazéifiés. Donc,  $C_{Tot}$  n'est seulement qu'une petite fraction de la surface totale. Des études comparatives de chemisorption et de surface totale de charbon ont été réalisées en présence d'oxygène, d'hydrogène et de l'oxyde de carbone. Il a été démontré que la surface de chemisorption comptait seulement pour quelques pour cent de la surface totale. Le nombre de sites réactifs de carbone exposés est très petit comparé au nombre total de sites exposés. De plus, il a été trouvé que les énergies d'activation des étapes élémentaires sont indépendantes du type de charbon. Donc, le taux de réaction est seulement dépendant du nombre de sites actifs.

L'équation du mécanisme de réaction, équation (3), peut être développée plus en détail si on prend en considération l'approche de réversibilité à l'équilibre en ajoutant la réaction inverse venant de la réaction (2). Sous ces conditions, le taux de gazéification sera représenté par l'équation suivante :

$$-r_c = \frac{k_1 * C_{Tot} * (P_{CO_2} - P_{CO}^2 / k_{eq})}{1 + \frac{k_1 + k_2}{k_2} * P_{CO} + \frac{k_1}{k_2} * P_{CO_2}} \quad \text{Équation No.4}$$

La réactivité du charbon végétal est grandement affectée par le recuit thermique et la formation de graphite. Le recuit thermique devient important au-dessus de 700 à 1000°C. Durant le recuit thermique les sites actifs de carbone (extrémités et dislocations) sont perdus à cause d'une réorganisation de la surface et la structure de surface du charbon devient plus graphitique. En plus, la dégradation thermique cause une diminution de la porosité du charbon qui réduit l'accessibilité des surfaces internes aux gaz réactifs.

## 2.3.2 Court survol des technologies de gazéification

Une panoplie de configurations de réacteurs a été développée depuis les 30 dernières années. Les configurations principales dans le domaine de la gazéification comprennent les réacteurs à lits fixes et à lits fluidisés.

### 2.3.2.1 Gazéificateurs à lits fixes

Les premiers types de gazéificateur sont de type lit fixe. On retrouve deux réacteurs plus couramment utilisés dans cette catégorie soient ; le gazéificateur co-courant, le gazéificateur contre courant et le gazéificateur à courant transversal.

#### 2.3.2.1.1 Gazéificateur co-courant

Le gazéificateur co-courant, est caractérisé par un flux de gaz et de solide venant du haut du réacteur qui descend ensuite dans un lit fixe supporté par une constriction appelée la gorge où la majorité des réactions de gazéification se produisent. Les produits de la réaction de gazéification sont intimement mélangés dans la région de turbulence à très haute température autour de la gorge permettant le craquage du goudron formé. Du craquage survient aussi en bas de la gorge sur un lit de charbon résiduel où la gazéification est complétée. Cette configuration résulte en une haute conversion des produits de pyrolyse intermédiaires avec des gaz de sortie relativement propres. Les gazéificateurs co-courants sont très simple, fiable et efficace pour certains types de biomasse. La biomasse doit être relativement sèche (30 % wt humidité) sous forme de blocs ou d'amas avec un taux de cendre très bas < 1% wt et une très petite proportion de fines (pas plus petit que 1cm et pas plus large que 30 cm).

#### 2.3.2.1.2 Gazéificateur contre courant

Dans les gazéificateurs contre courants, la biomasse est introduite par le dessus et les gaz viennent du bas du réacteur. La biomasse est premièrement séchée par le flux de gaz chaud produit lors de la gazéification. Après le séchage, le carburant solide est pyrolysé produisant du charbon végétal qui continue à descendre pour être aussi gazéifié. Les vapeurs de pyrolyse sont

entraînées vers le haut par le flux de gaz chaud produit. Les goudrons contenus dans la vapeur sont soit condensés sur le solide frais à l'entrée ou sont entraînés à l'extérieur du réacteur avec les gaz produits contribuant ainsi au haut taux de goudron dans les gaz de sortie. L'étendue de ce goudron qui sort sans être gazéifié peut représenter jusqu'à 20 % des produits de pyrolyse. Les goudrons qui seront condensés sont retournés dans les zones de réaction et seront (cracker) en gaz et en charbon. Au bas de la zone de gazéification, le charbon solide venant de la pyrolyse et du craquage du goudron sera partiellement oxydée par l'air ou l'oxygène qui entre. De la vapeur d'eau peut être aussi ajoutée pour donner un plus haut taux d'hydrogène dans les gaz de sortie. Les gaz produits par le gazéificateur contiennent une proportion significative de goudron et d'hydrocarbure qui augmente la valeur énergétique des gaz. Cependant, ces gaz nécessitent un bon nettoyage avant d'être utilisés.

#### 2.3.2.1.3 Gazéificateur à courant transversal

Le gazéificateur à courant transversal a comme particularité que les gaz circulent de façon horizontale et à angle droit avec le déplacement de la biomasse. La biomasse est introduite par le haut du réacteur et consommée à mesure que l'air entre par un côté du bas du réacteur. Les gaz produits sont expulsés par l'autre côté. Même si de très hautes températures sont atteintes en bas du réacteur l'efficacité de la conversion du dioxyde de carbone en monoxyde de carbone (réaction de Boudouard) est assez basse. Ceci est principalement causé par le temps de résidence très court du gaz dans le réacteur. Une partie des volatiles peut quitter le réacteur sans passer par la zone d'oxydation chaude produisant un mélange de gaz à la sortie avec un haut taux de composés organiques condensables. Due à la haute température du procédé, la production de méthane est beaucoup plus faible que pour le cas des gazéificateurs co-courant et contre courant.

#### 2.3.2.2 Gazéificateurs à lit fluidisé

L'autre catégorie de gazéificateur sont les gazéificateurs à lit fluidisé. Ces gazéificateurs sont plus récents que les lits fixes et ont été développés pour l'excellente propriété de mélange et les hauts taux de réactions des méthodes de contact gaz-solide. Le matériel fluidisant est habituellement du sable de silice, de l'alumine et des oxydes réfractaires. Les réacteurs à lit fluidisé sont les seuls gazéificateurs avec un lit qui opère de façon isotherme. La température

typique d'opération pour la gazéification de la biomasse est entre 800-850°C. La majorité de la conversion de la matière première en produits gazeux survient dans le lit. Cependant, dans la partie libre située dans le haut du réacteur les petites particules de charbon et de goudron entraînées sont converties grâce aux gaz chauds qui sortent. Dans la plupart des cas, le taux de conversion du carbone approche les 100 % à moins d'un entraînement excessif des fines. Les lits fluidisés ont tendance à produire un gaz avec un contenu de goudron qui se situe entre ceux des gazéificateurs contre courant et co-courant. Une petite partie des produits de pyrolyse est entraînée hors du lit par les produits de la gazéification mais sont convertis par du (craquage) thermique dans la région libre. Un des problèmes des lits fluidisés est la perte de fluidisation à cause de la détérioration du lit qui dépend des caractéristiques de la cendre. La présence de métaux alcalins dans la cendre forme des eutectiques qui à pour résultat la formation d'agglomérations et de la détérioration.

Dans les gazéificateurs à lit fluidisé on retrouve principalement trois types soient le lit fluidisé bouillonnant, le lit fluidisé circulant et le lit fluidisé entraîné.

#### 2.3.2.2.1 Gazéificateur à lit fluidisé bouillonnant

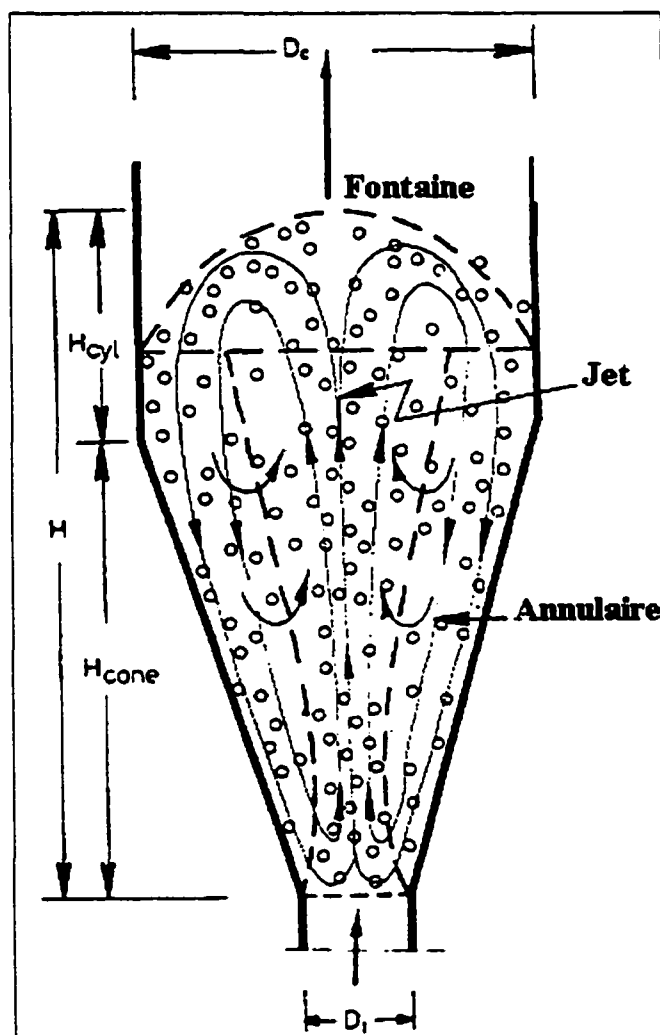
Dans ce type de gazéificateur, la vitesse du gaz fluidisant est telle que la biomasse et le matériel fluidisant forme un lit avec une surface bouillonnante. La température dans le lit est de 800-850°C. Cette température n'est cependant pas assez élevée pour cracker tous les composés organiques condensables qui sont formés durant la gazéification. Donc, ce type de gazéificateur produit une quantité considérable de composés organiques condensables dans les gaz de sortie. Ce type de gazéificateur est employé pour le procédé Biosyn développé au Canada par Abatzoglou et al.

#### 2.3.2.2.2 Gazéificateur à lit fluidisé circulant

Dans ce type de gazéificateur, la vitesse du gaz fluidisant est beaucoup plus élevée que la vitesse minimum de fluidisation de la biomasse et de l'agent fluidisant. Ceci à pour effet que le lit est plus aéré avec un entraînement d'une partie des particules solides à la sortie du réacteur. Pour obtenir des rendements acceptables, l'agent fluidisant est élué avec la biomasse, séparé et recirculé pour recycler le charbon non brûlé. La température du lit est d'environ 700-850°C.

- la fontaine qui correspond à la région supérieure du lit dans laquelle les particules entraînées par le jet sont projetées et retombent sur la surface du lit.

Ces régions sont très bien illustrées dans la figure 2.3 et montrent bien le parcours que prend la masse formant le lit à l'intérieur du réacteur.



**Figure 2.3 Représentation des régions du lit jaillissant à base conique, source : (A. Markowski, Kaminski. W)**

Afin que toutes les particules puissent se déplacer, l'angle du cône doit être supérieur à l'angle de repos du solide.



solide à pour effet d'augmenter l'efficacité du transfert d'énergie et d'obtenir des rendements de gazéifications élevés.

#### 2.3.3.2.2 Définition d'un plasma

Un plasma gazeux est un mélange d'électrons, d'ions et de particules neutres. Les particules lourdes comme les ions et les neutres sont en état d'excitation du au contenu hautement énergétique du plasma. En plus des ions et des particules neutres, un plasma contient des espèces excitées et des photons. C'est-à-dire, qu'en général, un plasma est composé d'électrons, d'ions, de neutres en état normal, d'espèces excitées et des photons. Ce plasma est généralement créé par un arc électrique entre deux électrodes. Cet arc est responsable de la génération de tous les constituants mentionnés auparavant. Un plasma thermique peut atteindre des températures très élevées de l'ordre de 10000 K et plus. Un aspect important d'un plasma est sa viscosité et la vitesse à laquelle les gaz sont introduits. Les viscosités peuvent être très élevées en fonction de l'augmentation de la température. Les vitesses sont aussi influencées par la température et peuvent atteindre le niveau supersonique si les conditions le permettent. Un autre aspect important d'un plasma thermique est sa grande génération d'énergie radiative. Un plasma peut perdre plus de 50 % de son énergie en radiation thermique. Les puissances électriques peuvent varier de 1kW à 1MW selon les appareils utilisés pour générer le plasma. Cependant, les rendements des appareils varient beaucoup selon la puissance et le débit de gaz plasmagène pouvant varier de 30 % à 90 %.

#### 2.3.4 Différentes utilisations des gaz générés par la gazéification de la biomasse

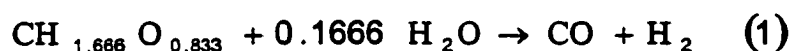
La gazéification de la biomasse est très intéressante par le fait que les gaz générés par celle-ci peuvent être utilisés pour plusieurs applications. Comme applications on peut parler de la fabrication d'hydrogène, la fabrication de carburants synthétiques, la fabrication d'hydrocarbures et la génération d'électricité par divers moyens. Ces applications pourront être réalisées selon les conditions d'opération utilisées lors de la gazéification. Chaque application nécessite des conditions d'opération du réacteur définies qui pourront ainsi générer des gaz de sortie respectant les critères demandés par chaque application.

### 2.3.4.1 Production d'hydrogène venant de la gazéification de la biomasse

La gazéification de la biomasse a été identifiée depuis longtemps comme procédé pour la fabrication de grande quantité d'hydrogène. En partant de la cellulose comme représentation approximative de la composition de la biomasse en  $C_6H_{10}O_5$ , il est possible de calculer un rendement théorique de la quantité d'hydrogène que l'on peut générer par kilogramme de cellulose en posant des hypothèses sur les différentes réactions impliquées.

#### Rendement théorique

Si le carburant, la cellulose, réagit avec une espèce contenant de l'hydrogène, le potentiel de rendement de l'hydrogène peut être augmenté de la valeur maximum que le carburant peut fournir en hydrogène. En utilisant la vapeur d'eau comme oxydant, l'équation balancée suivante peut s'écrire :



Ensuite, la portion de l'oxyde de carbone peut réagir avec de la vapeur d'eau pour générer une autre portion d'hydrogène par la réaction suivante :



Le rendement est exprimé en  $\frac{gH_2}{kg_{cellulose}}$

Pour la cellulose, le rendement est de  $149,188 \frac{gH_2}{kg_{cellulose}}$  comparé à  $62,162 \frac{gH_2}{kg_{cellulose}}$  venant du carburant seulement.

Ce rendement est purement théorique et ne peut être atteint en pratique à cause de la structure moléculaire de la biomasse, des décompositions complexes et incontrôlables de la biomasse lors de la mise en température dues aux pertes dans le système et aux irréversibilités.

course automobile pour les moteurs haute performance. Le critère important pour la fabrication du méthanol est d'obtenir un ratio  $\text{CO}/\text{H}_2$  de 2 pour réaliser la réaction. Cette réaction est principalement réalisée sur des catalyseurs à haute température.

#### 2.3.4.3 Production d'électricité venant de la gazéification de la biomasse

La production d'électricité semble être l'avenue la plus prometteuse pour l'utilisation des gaz générés lors de la gazéification de la biomasse. La production d'électricité est directe car elle ne nécessite aucune transformation ou de procédé chimique complexe pour générer l'électricité. Il existe plusieurs façon d'utiliser ces gaz pour générer de l'électricité. Premièrement, on peut faire la combustion des gaz énergétiques venant de la gazéification pour chauffer de l'eau ou en vue de générer de la vapeur d'eau. Cette vapeur est ensuite utilisée dans des turbines à vapeur pour générer l'électricité. Ensuite, on peut utiliser les gaz comme ils sont pour les envoyer dans une turbine à gaz ou un moteur à combustion interne pour générer l'électricité. Finalement, on peut utiliser plus particulièrement l'hydrogène qui est le carburant de base pour les piles à combustible qui produisent de l'électricité. L'un des aspects important des piles à combustibles est le rendement de conversion très élevé réduisant ainsi les coûts de production de l'électricité.

## 3.0 Méthodes expérimentales

### 3.1 Choix de la matière première

La biomasse ciblée dans le cadre de ce projet est de la biomasse réputée pour contenir une quantité très importante d'huile. Ces plantes appelées oléifères sont réputées pour les huiles que l'on peut extraire de celles-ci. Ces huiles viennent plus précisément des graines de la plante. Il serait difficile de toutes les nommer car il en existe des centaines. Les plus connues sont principalement le canola, le colza, le tournesol, le rape, le soya, le maïs et le sésame.

En plus de son contenu en huile, la graine devrait être la plus sphérique possible pour favoriser l'hydrodynamique du lit et être assez petite pour que le jet de gaz soit capable de faire jaillir une masse importante de graine. L'une des graines qui semblait remplir ces critères était la graine de canola. En plus de remplir ces critères, elle était facile à se procurer et à un prix très bas.

### 3.2 Techniques analytiques utilisées

#### 3.2.1 Caractérisation de la matière solide

Après le choix de la matière première, il était nécessaire d'amasser le plus d'information possible sur cette graine. Plusieurs analyses ont été réalisées sur la graine de canola pour sa caractérisation.

- Distribution des particules
- Teneur en humidité
- Analyse élémentaire CHN
- Analyse des cendres
- Analyse thermogravimétrique

### 3.2.1.1 Distribution des particules

La distribution des particules est réalisée avec une masse de 500 grammes de graine à l'aide de tamis de différentes dimensions disponibles. Le tamisage est effectué dans un appareil conçu à cette fin. Le tamisage est d'une durée de 45 minutes.

### 3.2.1.2 Teneur en humidité

Un autre aspect important est la quantité d'eau que l'on peut retrouver à l'intérieur de la graine. L'eau contenue dans la graine a de l'importance au niveau de l'apport d'énergie que l'on doit fournir pour la gazéification. Puisque la première étape de la gazéification est le séchage, plus il y a d'eau, plus cela prendra d'énergie pour l'évacuer de la graine. Le principe est très simple il consiste à chauffer la matière de façon uniforme à une température aux alentours de 105 °C pour en retirer l'eau non fixée dans la matière.

#### Principe

Le test est réalisé dans un appareil spécialement conçu à cette fin. Cet appareil est muni d'une balance et d'une lampe chauffante. L'échantillon est simplement déposé sur le plateau de la balance et une programmation de température est mise en marche. La programmation s'arrête lorsque la masse de l'échantillon ne diminue plus. Ceci veut dire que l'eau contenue dans l'échantillon est complètement évacuée. La balance calcule le % d'humidité automatiquement à la fin de l'analyse.

L'analyse est réalisée dans une balance A&D company model AD-4713.

### 3.2.1.3 Analyse élémentaire CHN

L'analyse C,H,N, est une analyse permettant de déterminer le contenu en carbone, azote et hydrogène d'une matière organique. Basée sur la méthode classique de Pregal et Dumas, l'échantillon à analyser subit une combustion dans un environnement d'oxygène pur. Les gaz résultants de cette combustion sont ensuite mesurés et le calcul des fractions C,H,N est réalisé.

#### Principe

L'analyseur C,H,N est composé de quatre zones distinctes ; la zone de combustion, la zone de contrôle des gaz, la zone de séparation des gaz et la zone de détection des gaz. L'échantillon à analyser est inséré dans la zone de combustion. En présence d'oxygène en excès et de réactif de combustion, l'échantillon est brûlé et transformé en CO<sub>2</sub>, vapeur d'eau et azote. Ces gaz passent ensuite dans la zone de contrôle des gaz où ils sont retenus dans une chambre de mélange pour permettre l'homogénéisation. Les gaz sont ensuite séparés par une série de trappes qui retiennent respectivement la vapeur d'eau, le CO<sub>2</sub> pour laisser passer l'azote à la fin pour se rendre à la zone de détection. Cette zone de détection est composée d'un détecteur à conductivité thermique pour la quantification des gaz.

L'analyse élémentaire CHN est réalisée par l'appareil Perkin Elmer modèle PE 2400 CHN. Le canola analysé est préalablement séché pour être ensuite gelé à l'azote liquide et broyé très finement. La raison du broyage à des températures très basses est d'éviter que le contenu en huile sorte de la graine lorsqu'elle est broyée. De cette façon, la poudre de canola obtenue est très homogène.

Cette analyse sera très utile au niveau des calculs du bilan de matière global et les calculs de conversion.

.

### 3.2.1.4 Analyse des cendres

L'analyse des cendres de la graine de canola permet de déterminer le contenu en cendre de celle-ci. Cette information permet de quantifier la masse de matière inorganique contenue dans la graine tout en déterminant la masse totale de volatil.

L'analyse des cendres consiste à exposer une matière organique à une haute température pour en retirer le contenu volatil (C,H,N,O) pour ne laisser que les substances inorganiques en majorité des sels minéraux dans le cas des végétaux.

#### Principe

Un échantillon est pesé dans un creuset de céramique correspondant à la masse initiale. Le creuset est ensuite introduit dans un four à une température de 750 °C. Cette température est maintenue pendant plusieurs heures pour s'assurer que tout le contenu de volatil est sorti de l'échantillon. Le creuset est ensuite refroidi et pesé de nouveau. La différence de masse correspond aux matières volatiles évacuées de l'échantillon. Grâce à cette différence de masse, on peut faire un calcul de pourcentage de cendre avec l'équation suivante :

$$\% \text{cendre} = \frac{\text{masse}_{\text{init}} - \text{masse}_{\text{fin}}}{\text{masse}_{\text{init}}} * 100\%$$

### 3.2.1.5 Analyse thermogravimétrique

L'analyse thermogravimétrique est une analyse permettant de vérifier la perte de masse d'une matière en fonction de la température. L'analyse thermogravimétrique est réalisée dans un appareil spécialement conçu à cette fin.

#### Principe

Un échantillon de quelque milligramme est introduit dans un creuset déposé sur une balance extrêmement précise à l'intérieur d'un four sous atmosphère contrôlée. Le four est ensuite allumé et l'échantillon subit une augmentation de température contrôlée. Cette augmentation de température est réalisée graduellement par des pas de température donnée. La balance suit

l'évolution de la perte de masse durant toute l'analyse. Des courbes sont ensuite tracées pour visualiser graphiquement la perte de masse de l'échantillon

L'analyse thermogravimétrique de la graine de canola permet de déterminer la plage de température à laquelle la majorité des produits volatiles sont évacués de la graine. Grâce à cette information, il sera possible de déterminer la température minimale et maximale à laquelle on peut réaliser la gazéification. Cette analyse est réalisée dans un appareil spécialement conçu à cette fin. L'analyse est effectuée avec des graines non broyées en atmosphère d'argon.

#### **Paramètres**

- Montée en température : 10 °C/min
- Masse de canola : 40 mg
- Gaz d'apport : Argon

### **3.2.2 Analyse des gaz**

Deux méthodes analytiques pour l'analyse des gaz ont été considérées dans le cas de cette étude : l'analyse par spectromètre de masse et l'analyse par chromatographie en phase gazeuse.

#### **3.2.2.1 Spectrométrie de masse**

La spectrométrie de masse est une méthode analytique qui repose sur la séparation de molécules ou atomes en fonction de leur masse.

Un spectromètre de masse est un appareil qui peut séparer des atomes chargés ou des molécules en fonction de leur ratio masse-charge. L'échantillon est introduit dans le spectromètre de masse qui est généralement maintenu dans un vide très haut ( $<10^{-5}$  mbar). Les composés sont sous forme de gaz et passe à travers la source d'ions pour être chargés ou ionisés. Une fois ionisée, la molécule peut se fragmenter, produisant des ions de masse inférieure de la molécule originale. Ces fragments sont directement dépendant de la structure de la molécule originale. Les ions ainsi produits sont repoussés de la source ionique et accélérés vers la région d'analyse. Même si des ions positifs et négatifs sont produits en même temps, une seule polarité est choisie et les ions



positifs et négatifs sont analysés et mesurés. Les molécules qui ne s'ionisent pas, c'est-à-dire qui demeurent neutres sont pompées de l'analyseur et ne sont pas détectées.

### 3.2.2.2 Chromatographie en phase gazeuse

La chromatographie est une technique où les composants d'une mixture sont séparés basée sur le taux auquel ces composants sont transportés dans une phase stationnaire par une phase gazeuse ou liquide mobile.

La chromatographie utilisée dans le cadre de ce projet, est la chromatographie en phase gazeuse. C'est à dire que la phase mobile est gazeuse et les composants de la mixture à séparer est aussi gazeuse. La séparation a lieu dans une phase stationnaire retenue dans des colonnes. Ces colonnes sont appelées colonne garnie, car la phase stationnaire est un garnissage introduit à l'intérieur de la colonne. Le garnissage est principalement sous forme de poudre solide. Le solide peut être un polymère ou un tamis moléculaire avec un pouvoir de rétention variant pour chaque espèce de gaz.

À la sortie de chaque colonne présente dans le chromatographe, il y a la présence d'un détecteur. Il existe plusieurs type de détecteurs mais les plus fréquents pour la chromatographie en phase gazeuse sont le détecteur à conductivité thermique et le détecteur par ionisation à la flamme. Ces détecteurs ont pour fonction d'envoyer un signal électrique lorsqu'un gaz passe à travers. Ce signal est converti en compte représenté par un pic.

La quantification de chaque composant de la mixture se fait selon une analyse basée sur la surface du pic. Grâce à cette information, chaque pic représentant un gaz est quantifié selon une référence. Les références sont normalement des standards réalisés sous conditions rigoureuses. Chaque standard est un mélange de gaz contenant les gaz que l'on veut quantifier. Principalement, il est nécessaire d'avoir au moins trois standards avec des concentrations différentes pour réaliser une analyse précise.

### 3.3 Montage expérimental

Le montage expérimental est similaire à celui utilisé pour le projet de la gazéification du coke de pétrole réalisé à l'université de Sherbrooke dans le cadre d'un doctorat. Cependant, le coke de pétrole est une poudre très fine et ne se compare pas du tout à la graine de canola. Des modifications devaient être apportées au réacteur en vue de son utilisation pour gazéifier la graine de canola.

La première modification est l'ajout d'un déflecteur au haut de la partie cylindrique en vue d'éviter qu'une trop grande partie du contenu de graine ne soit éjecté lors du début de l'alimentation des particules. Ce déflecteur empêche ainsi que des graines non gazéifiées se retrouvent dans la partie de filtration.

Des modifications au niveau de la filtration des gaz ont été apportées à cause du grand volume de gaz généré lors de la gazéification. La présence de vapeur d'eau et d'une petite quantité d'huile rendait les filtres en métal poreux inutilisables. Donc, l'addition d'un système de refroidissement a été nécessaire pour condenser le plus de matières volatiles avant l'entrée du filtre. Des filtres en fibres de cellulose ont été choisis par leur capacité à laisser passer beaucoup de gaz.

Une autre modification a été apportée pour la mesure du volume de gaz sortant du réacteur. L'appareil ajouté est un gaz mètre permettant de mesurer le volume de gaz durant toute la gazéification.

La gazéification est effectuée dans un réacteur cylindrique à base conique. Les graines sont alimentées par le haut du réacteur par une vis sans fin. La torche à plasma est située au centre de la base conique du réacteur.

### 3.3.1.2 Partie conique

La partie conique du réacteur est faite d'une pièce de cuivre usinée en forme de cône avec un angle de 40°. L'intérieur du cône est recouvert d'une protection  $ZiO_2$  stabilisée à l'oxyde de magnésium pour protéger de la chaleur intense du plasma. Cette partie n'est pas refroidie comme la partie cylindrique.

### 3.3.1.3 Alimentation

L'alimentation des graines de canola est réalisée par une vis sans fin au fond d'un réservoir cylindrique à base conique.

### 3.3.1.4 Unité de filtration

L'unité de filtration est faite d'un cylindre en tôle d'acier inoxydable. À l'intérieur de ce cylindre, un disque de cuivre refroidi à l'eau est placé au centre de l'unité pour refroidir les gaz entrant dans l'unité. Après le disque de refroidissement, deux filtres de diamètre différent sont insérés l'un dans l'autre pour filtrer les fines particules. Les filtres sont des filtres fait de fibre de verre. La sortie des gaz se fait par le milieu de l'unité pour se diriger vers le gaz mètre.

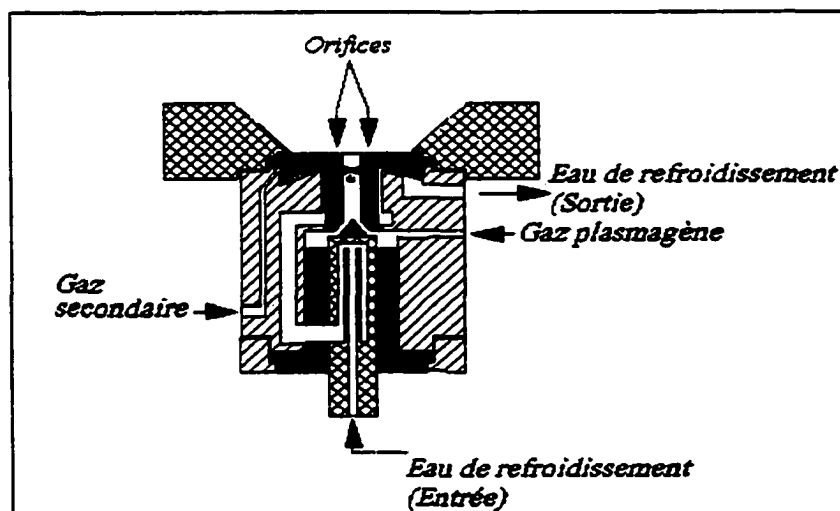
### 3.3.1.5 Gaz mètre

Le gaz mètre est formé d'un caisson composé de deux soufflets à volume précis qui se remplissent lorsque le gaz passe à travers. Chaque soufflet est de 0.1 mètre cube. Lorsque les soufflets se remplissent et se vident un système transfère le mouvement en un mouvement rotatif pour faire tourner une aiguille. Ce mécanisme est jumelé à un onduleur qui compte le nombre de tours pour quantifier le volume de gaz passé à travers le gaz mètre.

### 3.3.1.6 Vanne d'échantillonnage

La valve d'échantillonnage est munie de seize boucles de 1 ml de volume en tube d'Acier inoxydable de 1.58 mm de diamètre. Cette valve est actionnée par air comprimé pour assurer la rotation.

### 3.3.1.7 Torche à plasma



**Figure 3.2** Schéma de la torche plasma

La torche plasma utilisée est une torche plasma à courant continu. Cette torche est munie d'une anode en cuivre et tungstène et d'une cathode de tungstène. Lorsque le courant est appliqué, un arc électrique est généré entre l'anode et la cathode. Le gaz plasmagène pénètre l'arc électrique avec un certain débit et l'ionisation a lieu pour former le plasma. Toutes les composantes de la torche sont constamment refroidies pour éviter que celles-ci ne soient endommagées par la chaleur. Une particularité de cette torche est la présence de trois orifices autour de la sortie principale de la torche. Ces orifices permettent l'injection d'un gaz secondaire non plasmagène à la surface du plasma.

### 3.3.2 Déroulement de la gazéification

En premier lieu, la masse de graine de canola est introduite dans l'alimenteur. La torche plasma est mise sous tension et réglée selon l'intensité de courant voulue ainsi que le débit du gaz plasmagène (Argon) pendant plusieurs secondes pour remplir le réacteur d'argon. La vis sans fin de l'alimenteur est mise en marche pour débiter l'introduction des graines à l'intérieur du réacteur pendant 30 secondes. Des échantillons successifs sont pris tout au long de l'expérience par la vanne d'échantillonnage. Les lectures du compteur sur le gaz mètre sont notées à chaque

échantillonnage. Lorsque tous les échantillons nécessaires sont pris, la décharge plasma est arrêtée.

Le contenu en résidus solides des parties du réacteur : le fond du réacteur, le récupérateur de l'unité de filtration et la paroi du réacteur, est récupéré pour être pesé.

Les échantillons gazeux de la vanne d'échantillonnage sont injectés l'un après l'autre dans un chromatographe en phase gazeuse pour quantifier la fraction volumique de tous les constituants gazeux présents dans le mélange de gaz sortant de la gazéification.

## 4.0 Résultats

### 4.1 Caractérisation de la matière première

#### 4.1.1 Distribution de la taille des graines de canola

Tamis : 3.00 mm, 1.68 mm, 1.18 mm

Tableau 4.1 Distribution de la taille des graines de canola

Plage	Masse de graine (g)	Distribution %
$D > 3.00$	0	0
$3.00 < D > 1.68 \text{ mm}$	200.9	40.18
$1.18 < D < 1.68 \text{ mm}$	299.1	60.82
$D < 1.18 \text{ mm}$	0	0

#### 4.1.2 Analyse élémentaire CHN, analyse des cendres, teneur en humidité

Tableau 4.2 Teneur en humidité, analyse des cendres de la matière première

Teneur en humidité %	Analyse des cendres %
8	3.75

Tableau 4.3 Analyse élémentaire CHN

Carbone %	Hydrogène %	Azote %	Oxygène %	L'oxygène est obtenu par la balance (CHN + cendres)
56.43	8.75	7.64	23.43	

##### 4.1.2.1 Résumé

###### 4.1.2.1.1 Cendres

Ce résultat démontre bien que le contenu en volatil du canola est très important. De plus, un contenu en cendre peu élevée est très avantageux au niveau de l'élimination des restes de la gazéification étant un aspect important en vue d'un procédé éventuel.

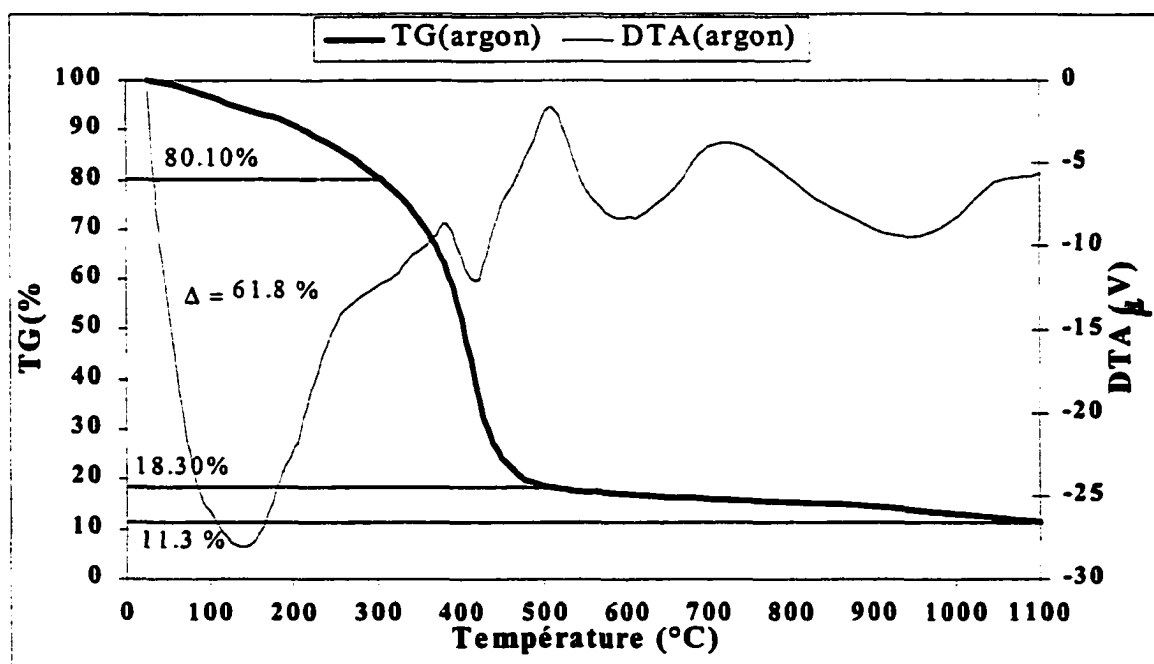
###### 4.1.2.1.2 Teneur en humidité

Cette valeur de 8 % est très intéressante, car elle montre bien que le contenu en eau dans la graine de canola est très bas. Cela est significatif, car le premier stade de la gazéification est le séchage

ou l'évacuation de l'eau à l'intérieur de la masse. Si le contenu en eau est élevé, l'étape de séchage sera beaucoup plus longue et difficile demandant ainsi plus d'énergie. Donc, moins d'eau demande moins d'énergie pour le séchage et l'énergie sera utilisée pour le plus important, soit la gazéification pour la production de gaz.

### 4.1.3 Analyse thermogravimétrique

La thermogravimétrie réalisée sur la graine de canola permet de constater à quel moment ou à quelle température, la graine commence à perdre de la masse de façon importante.

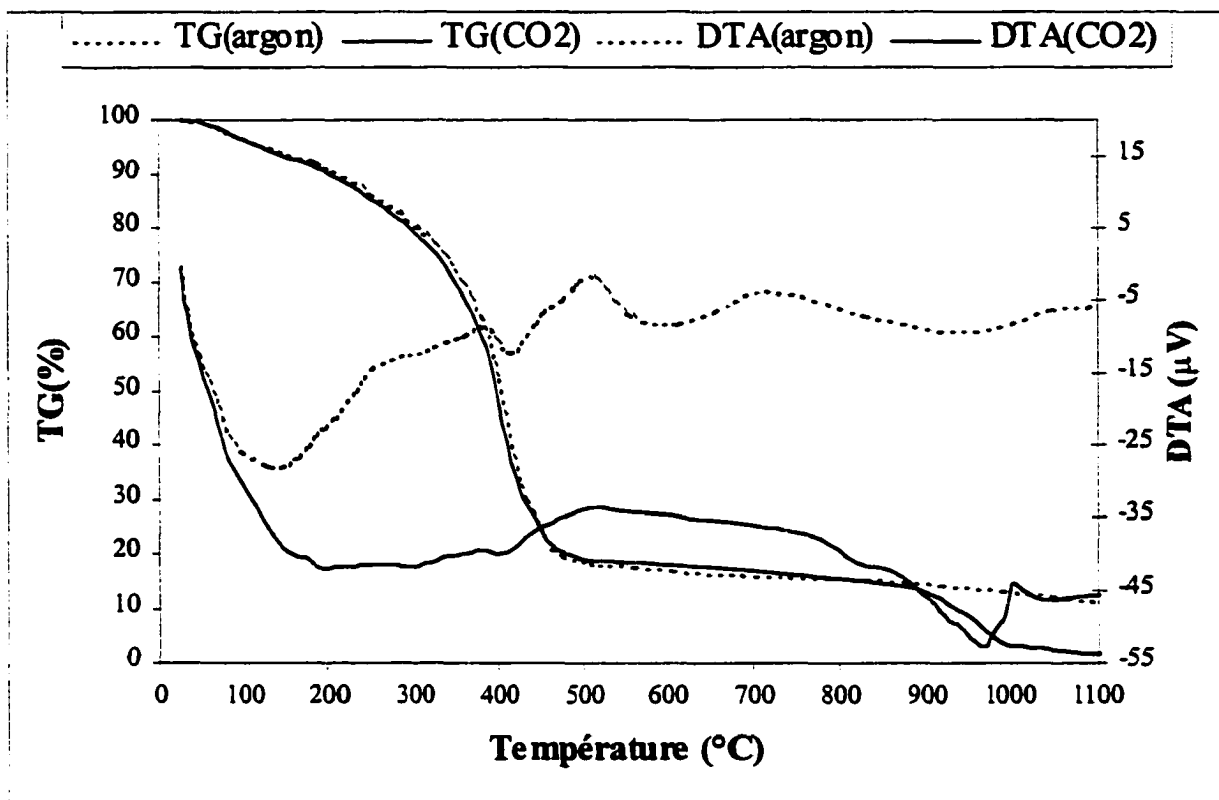


**Figure 4.1 Analyse thermogravimétrique de la graine de canola**

On remarque sur le graphe que la température où la diminution de la masse approche 20 % à environ 250°C. Ensuite, vers 300°C il se produit une chute très importante de la masse jusqu'à 500°C pour ensuite se stabiliser. La perte de masse entre 300 °C et 500 °C est d'environ 62 % de la masse totale de l'échantillon. Avec ce graphe on constate qu'il est relativement facile de faire sortir le contenu en volatil de la graine de canola et qu'il n'est pas nécessaire de chauffer la matière à des températures très élevées. Le fait de perdre son contenu volatile à des températures relativement basses implique que l'apport en énergie sera très raisonnable.

## 4.2 Simulation de gazéification par thermogravimétrie

Cette simulation représente une situation à échelle très réduite du réacteur où l'atmosphère d'argon est substituée par du dioxyde de carbone. Étant donné que la température augmente de façon contrôlée et graduellement on peut supposer que la gazéification se déroule sous condition d'équilibre.



**Figure 4.2** Simulation de la gazéification par thermogravimétrie

À première vue on constate que le fait de remplacer l'argon par le  $\text{CO}_2$  ne semble pas influencer l'évolution de la perte de masse de la graine de canola. Les courbes se côtoient jusqu'à la température de 900 °C où l'on aperçoit un changement subit de la masse pour la thermogravimétrie opérée avec l'atmosphère de  $\text{CO}_2$ . Ceci est très intéressant, car c'est bien à 900°C qu'une réaction appelée la réaction de Boudouard se produit. Cette réaction est la réaction impliquant le carbone et le  $\text{CO}_2$  qui forme de l'oxyde de carbone. Cette perte de masse est en fait la perte de charbon végétal ou de carbone par la présence de  $\text{CO}_2$  gazeux.



## 4.3 Expériences préliminaires

Avant d'établir le fonctionnement de la gazéification une série importante d'expériences préliminaires ont été réalisées. Ces expériences avaient pour but d'identifier les paramètres principaux impliqués dans la gazéification.

### Paramètres

- Intensité de courant et puissance électrique
- Débit du gaz plasmagène (Argon)
- Charge initiale des graines de canola
- Débits de CO<sub>2</sub> injectés

En plus de l'identification des paramètres, un effort considérable a été dédié à l'identification de tous les gaz présents lors de la gazéification et à leur quantification.

#### 4.3.1.1 Intensité de courant et débit du gaz plasmagène

L'intensité de courant est le courant appliqué à la torche plasma pour générer l'arc électrique entre l'anode et la cathode. Le choix de l'intensité de courant repose sur la capacité du générateur et des limites de fonctionnement de la torche plasma. Le courant de charge minimum est imposé par la capacité de la torche plasma de générer un plasma selon le débit de gaz plasmagène introduit dans la torche.

Des analyses par sonde enthalpique ont été réalisées sur la torche plasma pour mesurer la vitesse des gaz et la température du plasma. Ce sont avec ces analyses que le choix du débit et des courants de décharge ont été effectués.

Les analyses ont été réalisées avec l'intensité de courant minimum de 200 A qui représente la limite inférieure du contrôleur de décharge pour vérifier si ce courant est suffisant pour avoir les vitesses et les températures nécessaires à la réalisation de la gazéification.

Tableau 4.4 Analyse enthalpique du jet de gaz sortant du chalumeau (Argon seul)

Type	I (A)	V (v)	P (kW)	Argon (LPM)	Temp.moy (K)	Vitesse (m/s)
DC	200	40	8	25	3601	417
DC	200	40	8	30	3624	453
DC	200	40	8	35	3605	485

Les résultats obtenus de ces essais ont permis de constater à une intensité de courant minimale de 200 A, les vitesses et les températures moyennes du plasma. En considérant une erreur d'environ 5 % sur les mesures, on peut considérer que les températures moyennes ne dépassent pas 3600 K pour les trois conditions étudiées.

Les courants de décharge retenus sont 200 A, 250 A et 300 A avec un débit constant de 30 LPM pour le gaz plasmagène d'argon. Les puissances typiques associées à ces courants de décharge sont 6.5 kW, 9.4 kW et 12 kW.

#### 4.3.1.2 Charge initiale de canola

Plusieurs essais ont été réalisés pour choisir la charge initiale de canola dans le réacteur. Le choix reposait essentiellement sur des observations pendant et après chaque expérience selon les critères suivants:

- la perte de matière non gazéifié à la sortie du réacteur
- la génération d'un jaillit suffisant
- la présence de matière goudronnée

La charge initiale retenue selon les tests préliminaires réalisés est de 150 g. Cette charge se comportait de bonne façon au niveau de la perte de matière non réagie et à la capacité du jet de plasma de réaliser un jaillit.

### 4.3.1.3 Débits de CO<sub>2</sub> injectés

Les débits de CO<sub>2</sub> ont été choisis de façon à ne pas trop faire diminuer la température moyenne du jet de gaz sortant du chalumeau. L'objectif est d'obtenir des températures moyennes du jet de gaz supérieur à 2000 K. Des mesures à la sonde enthalpique de la température moyenne et de la vitesse ont été réalisées pour vérifier les variations. Grâce à cette analyse, un débit maximum a été choisi et les autres ont été divisés par des facteurs de 2.

**Tableau 4.5** Analyse enthalpique du jet gazeux à la sortie du chalumeau (Argon + CO<sub>2</sub>)

Type	I (A)	V (v)	P (kW)	Ar (LPM)	CO2 (LPM)	Temp.moy (K)	Vitesse (m/s)
DC	200	40	8	25	10	2177	365
DC	200	40	8	30	10	2288	418
DC	200	40	8	35	10	2758	556

À partir des mesures enthalpiques réalisées, le débit maximum de CO<sub>2</sub> a été fixé à 10 LPM. Pour vérifier l'influence du CO<sub>2</sub> sur la gazéification, les autres débits de CO<sub>2</sub> retenus sont 5 LPM et 2.5 LPM.

### 4.3.1.4 Identification des gaz présents à la sortie du réacteur

L'identification des gaz générés lors d'une gazéification reposait sur une analyse en continu à l'aide d'un spectromètre de masse de type quadrupole. Grâce aux pics d'intensité observés à l'écran et à l'aide des tables de masse atomique il a été possible d'identifier les gaz présents lors de la gazéification.

Les analyses au spectromètre de masse ont permis de détecter la présence de six gaz générés durant la gazéification. Ces gaz sont l'hydrogène, l'oxyde de carbone, le dioxyde de carbone, le méthane, l'éthylène et l'acétylène.

Le choix des colonnes garnies choisies était en fonction des gaz identifiés par le spectromètre de masse. Les colonnes retenues sont la Haysep N et la Molecular Sieve 5X. Ces colonnes sont disposées en séries par la Haysep N suivie de la Molecular Sieve 5X. Les gaz porteurs retenus sont l'hélium et l'azote. L'hélium permet l'identification de tous les gaz sauf l'hydrogène et l'azote permet l'identification de l'hydrogène. L'appareil utilisé, un Varian 3800, est conçu avec deux sections d'analyses indépendantes pour permettre une analyse simultanée avec deux gaz porteurs différents. Le développement de la méthode consiste premièrement à déterminer le temps de rétention de chaque gaz présent dans le mélange pour chaque colonne présente dans le GC. Lorsque ces temps de rétention sont déterminés, il est possible de déterminer les ouvertures et fermetures de valves nécessaires pour le passage soit en série ou dans la première colonne de certains gaz pour la détection.

Ensuite, lorsque tout l'aspect passage des gaz est terminé, il faut établir des standards externes selon les concentrations jugées appropriées dans le cadre de notre procédé de gazéification. Les standards sont des mélanges de gaz avec les composants que l'on veut quantifier à des concentrations connues. Ces standards sont préparés dans des bouteilles métalliques. Les concentrations des gaz sont basées sur le principe des pressions partielles. Donc, chacun des pourcentages volumiques de chaque gaz correspond à une pression sur la pression totale dans la bouteille.

Chaque standard est injecté séparément selon la méthode établie dans le chromatographe. Le chromatographe mesure ainsi la surface sous chaque pic généré lors de la détection. Le pourcentage volumique connu est associé à chaque surface et compilé. Chaque standard représente un point pour générer une courbe de calibration pour chaque gaz présent dans les standards. Lorsqu'un mélange inconnu est injecté dans le chromatographe celui-ci détecte le gaz et mesure la surface sous le pic de détection. Cette valeur surface est introduite dans la calibration pour calculer la valeur du pourcentage volumique que l'on cherche.

### 4.3.1.6 Conditions expérimentales

Les variables expérimentales vérifiées pour les expériences sont les courants de décharge donnés à la torche plasma et l'apport d'un gaz réactif le CO<sub>2</sub>. Trois débits différents de CO<sub>2</sub> ont été utilisés soient : 2,5 LPM, 5 LPM et 10 LPM. L'introduction de différents débits de CO<sub>2</sub> est pour vérifier l'influence de la quantité de CO<sub>2</sub> présente sur la réaction impliquant le charbon végétal et le CO<sub>2</sub>. Le débit de gaz plasmagène (Argon) reste constant à 30 LPM.

Les expériences sont donc séparées en trois groupes totalisant 12 expériences :

**Tableau 4.6 Conditions expérimentales de la gazéification**

Groupes	Intensité de courant (A)	Voltage (V)	Puissance (kW)	Débit de CO <sub>2</sub> (LPM)
1	200	32.5	6.5	0
				2.5
				5
				10
2	250	37.5	9.4	0
				2.5
				5
				10
3	300	40	12	0
				2.5
				5
				10

Chaque expérience est réalisée avec une charge fixe de 150 grammes de graine de canola introduite rapidement. La durée de chaque expérience est chronométrée et fixée à 450 secondes (7.5 min) exactement. L'échantillonnage est séparé en 14 prises effectuées en étapes précises.

**Prise d'échantillonnage :**

**Tableau 4.7 Intervalles d'échantillonnage durant la gazéification**

Temps (s)	30	40	50	60	70	80	90	123	150	210	270	330	390	450
Vanne #	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

## 4.4 Résultats des essais systématiques

Les résultats présentés pour les expérimentations seront premièrement groupés selon les groupes d'expérience identifiés dans la section conditions expérimentales. C'est-à-dire le groupe 200 A, 250 A et 300 A. La première partie des résultats présentés sera pour chaque groupe. Les résultats présentés seront : le volume total de gaz mesuré pour chaque constituant, le taux de génération de gaz durant la gazéification, la conversion de l'oxygène, la conversion du carbone, la conversion de l'hydrogène, un bilan d'énergie en fonction du temps, un bilan d'énergie moyen sur la durée totale de la gazéification et une estimation d'un taux d'alimentation en vue d'une opération en continu.

La seconde partie des résultats sera le regroupement des conditions pour des comparaisons sur les même points présentés dans la première partie.

Tous les résultats des calculs concernant les résultats des essais systématiques sont représentés dans l'annexe B. L'explication des calculs est représentée dans l'annexe A.

### 4.4.1 Volume des gaz générés

Les résultats présentés dans cette section sont les volumes moyens de chaque gaz mesuré par le gaz mètre durant toute la durée de l'expérience. Ces gaz sont : l'hydrogène, l'oxyde de carbone, le méthane, le dioxyde de carbone, l'éthylène et l'acétylène. L'argon n'est pas présenté puisque son débit est connu et toujours constant. Le dioxyde de carbone est présenté même si pour certaines expériences il y a apport de dioxyde de carbone. Cependant, lors de la gazéification il y a consommation d'une partie du dioxyde de carbone donc, il y a changement de volume durant l'expérience.

Les calculs des valeurs présentés dans les tableaux et reportés sur les graphiques se retrouvent dans l'annexe des calculs pour chaque condition.

#### 4.4.1.1 Intensité de courant 200 A

Les expériences présentées dans cette section correspondent aux conditions d'opération d'une intensité de courant à 200 A pour une puissance de 6.5 kW avec comme gaz plasmagène l'argon (30 LPM).

Tableau 4.8 Volume mesuré des constituants gazeux durant toute la gazéification (200 A)

Composition du jet (LPM)		H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>
Argon	CO <sub>2</sub>	(l)	(l)	(l)	(l)	(l)	(l)
30	0	46.58	22.81	2.63	4.99	4.60	18.02
30	2.5	41.33	37.25	2.22	14.88	3.82	11.50
30	5	35.44	53.32	2.46	24.66	4.50	11.78
30	10	28.26	67.31	2.31	57.18	4.61	8.64

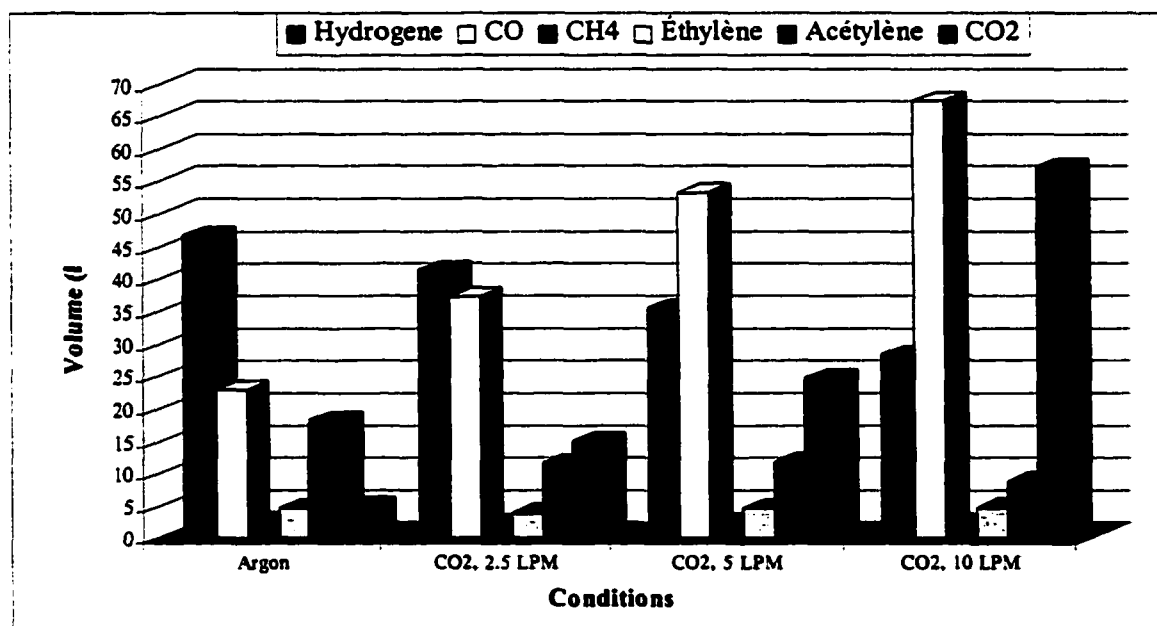


Figure 4.3 Volume total des gaz de sortie (200 A)

Ce graphe nous permet de constater l'évolution de la production de chaque constituant selon les conditions d'opération. Dans ce groupe d'expérience l'intensité de courant est de 200 A pour chaque condition, mais ce sont les entrées de gaz secondaire qui diffèrent.

On constate l'influence de l'apport de CO<sub>2</sub> sur la génération de l'hydrogène et de l'oxyde de carbone. Dans le cas de l'argon seul, la production en hydrogène et d'acétylène est plus élevée

Dans le cas de ce groupe on observe les mêmes phénomènes que le groupe précédent d'expériences. Cependant, on note une nette augmentation de la quantité de gaz produit pour l'hydrogène, le CO et l'acétylène. Pour le méthane et l'éthylène, la production ne semble pas être modifiée et reste sensiblement la même pour toutes les conditions.

#### 4.4.1.3 Intensité de courant 300 A

Les expériences présentées dans cette section correspondent aux conditions d'opération d'une intensité de courant à 350 A pour une puissance de 12 kW avec comme gaz plasmagène l'argon (30 LPM).

Tableau 4.10 Volume mesuré des constituants gazeux durant toute la gazéification (300 A)

Composition du jet (LPM)		H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>
Argon	CO <sub>2</sub>	(l)	(l)	(l)	(l)	(l)	(l)
30	0	60.52	29.59	2.81	5.04	4.10	18.60
30	2.5	55.34	48.01	2.86	11.13	4.19	15.83
30	5	49.02	62.10	2.97	22.81	4.33	13.22
30	10	40.86	79.03	2.96	49.55	4.71	10.68

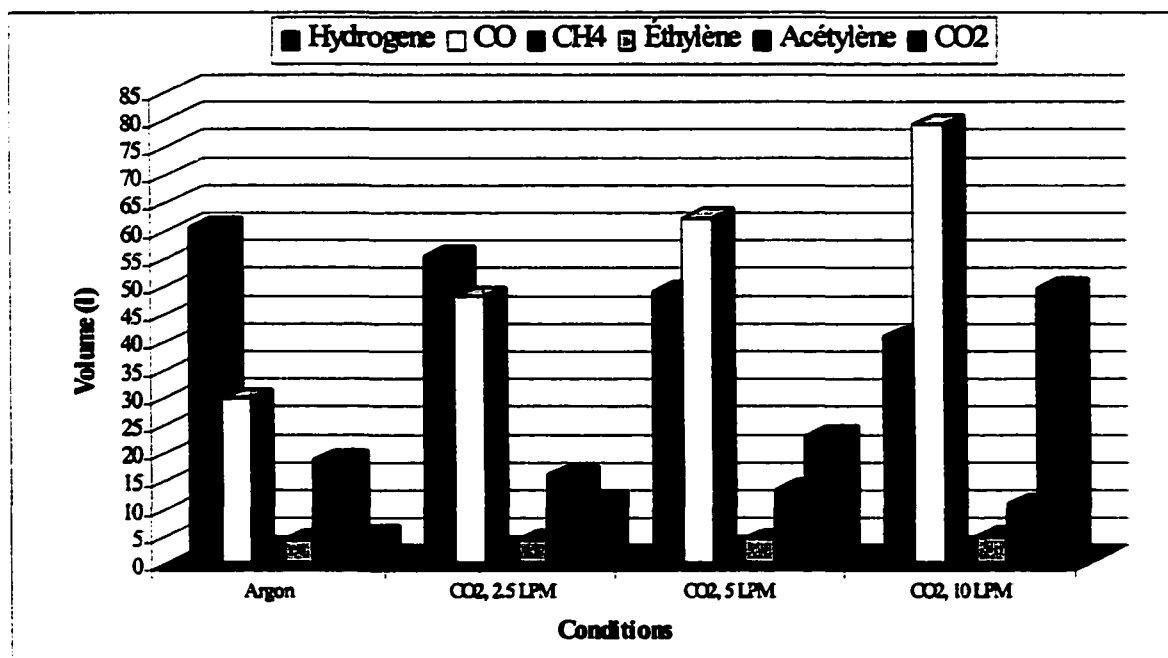


Figure 4.5 Volume total des gaz de sortie (300 A)



Dans le cas de ce groupe d'expériences, on peut constater encore une fois les mêmes phénomènes que dans le cas des deux groupes précédents. On observe une augmentation de la production de l'hydrogène et de l'oxyde de carbone de façon importante notamment pour l'hydrogène. Cependant, on s'aperçoit que la production de l'oxyde de carbone et l'acétylène a diminué pour le courant à 300 A. Pour ce qui est du méthane et de l'éthylène, la production est restée sensiblement la même que pour les deux groupes précédents.

#### 4.4.1.4 Résumé

On peut expliquer les phénomènes observés dans le cas de la production des gaz par l'influence importante de l'intensité de courant ainsi que de la quantité de  $\text{CO}_2$  injecté. L'intensité de courant est directement liée à la puissance électrique qui représente de l'énergie apportée à la gazéification par le biais du jet de gaz. Plus cette énergie est élevée plus la température moyenne du jet de gaz augmente et plus la graine de canola est réchauffée rapidement.

##### 4.4.1.4.1 Jet d'argon

On observe pour les cas d'argon seul que l'augmentation de l'intensité de courant à un effet bénéfique sur la production d'hydrogène et d'acétylène et de l'oxyde de carbone. On peut attribuer ce penchant pour la production d'hydrogène et d'acétylène par le fait que la température moyenne du jet gazeux augmente en fonction de l'énergie apportée. De plus, on peut attribuer cette production d'hydrogène et d'acétylène par la quantité limité d'oxygène disponible rendant la production de CO et de  $\text{CO}_2$  limité laissant la place au dégagement d'hydrogène et à la formation d'hydrocarbures légers.

##### 4.4.1.4.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

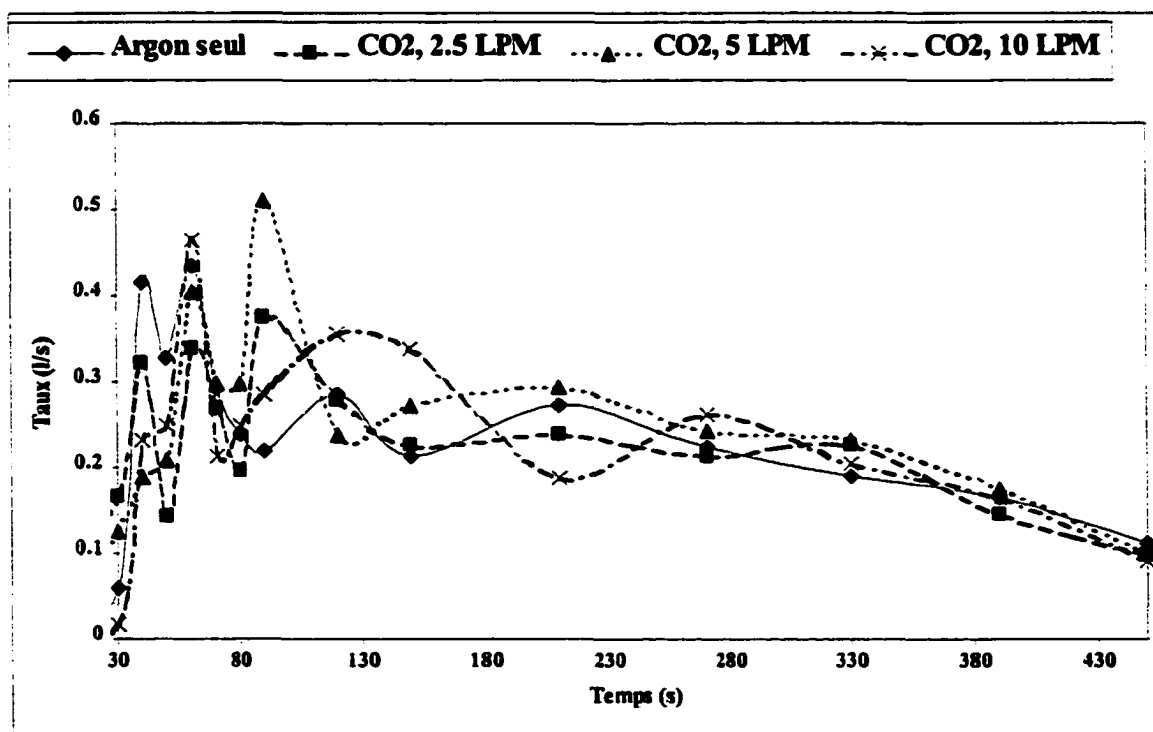
Lorsqu'on ajoute du  $\text{CO}_2$ , on observe une diminution immédiate de la production d'hydrogène et l'augmentation de l'oxyde de carbone. La diminution de production d'hydrogène est probablement due à la baisse de la température moyenne du jet gazeux causé par l'injection de  $\text{CO}_2$  à sa proximité. L'apport en  $\text{CO}_2$  diminue l'énergie accessible pour la gazéification parce que une partie de cette énergie est utilisée pour réchauffer le  $\text{CO}_2$ . Donc, la graine est moins réchauffée et la production d'hydrogène diminue ainsi que la formation d'hydrocarbures.

Cependant, l'injection du  $\text{CO}_2$  a un effet bénéfique sur la production de l'oxyde de carbone. En effet, la production de l'oxyde de carbone est causée majoritairement par la réaction impliquant le charbon végétal et le  $\text{CO}_2$  présent dans le réacteur. Cette réaction procure deux moles de l'oxyde de carbone pour chaque carbone réagi avec une mole de  $\text{CO}_2$ . On observe un phénomène très important entre les intensités de courant sur la production des gaz en général. En effet, la production des gaz augmente entre l'intensité de 200 A et de 250 A mais à 300 A on remarque que la production diminue par rapport à l'intensité de 250 A. On peut expliquer ce phénomène par la quantité de graine qui recouvre le plasma. C'est-à-dire, que pour une intensité de 300 A il n'y a pas assez de charge pour couvrir le plasma ce qui rend moins efficace la production de charbon végétal nécessaire pour la réaction charbon- $\text{CO}_2$ .

#### 4.4.2 Taux de génération de gaz durant la gazéification

Le taux de génération est le taux net auquel les gaz sortent du réacteur en fonction du temps. Ce taux net représente seulement les gaz générés lors de la gazéification sans l'argon et le  $\text{CO}_2$  injecté. Le taux est rapporté en litres par seconde.

##### 4.4.2.1 Intensité de courant 200 A



**Figure 4.6 Taux de génération de gaz durant la gazéification (200 A)**

Ce graphique représente l'évolution globale du taux de gaz généré lors de la gazéification. Les points utilisés pour générer les courbes correspondent aux temps d'échantillonnage des gaz.

Tableau 4.11 Taux maximum et moyenne (200 A)

Composition du jet (LPM)		Temps (s)	Taux maximum (l/s)	Taux moyen (l/s)
Argon	CO <sub>2</sub>			
30	0	60	0.43	0.25
30	2.5	90	0.37	0.23
30	5	90	0.40	0.24
30	10	90	0.36	0.24

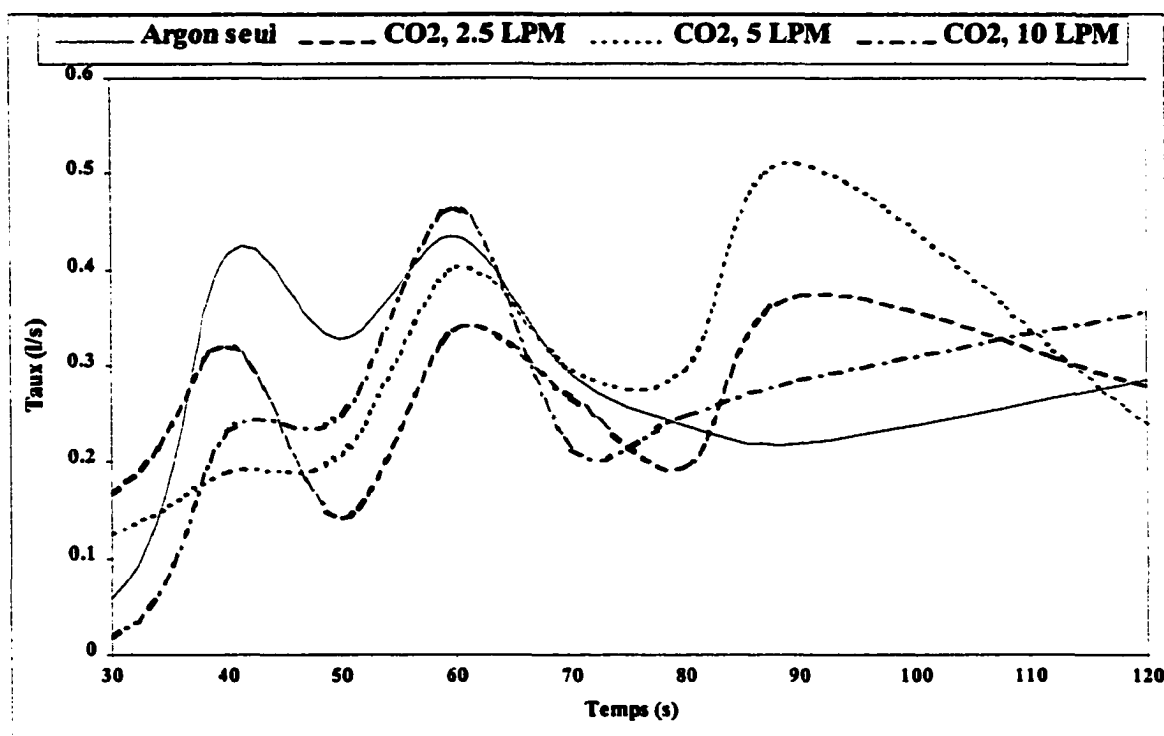
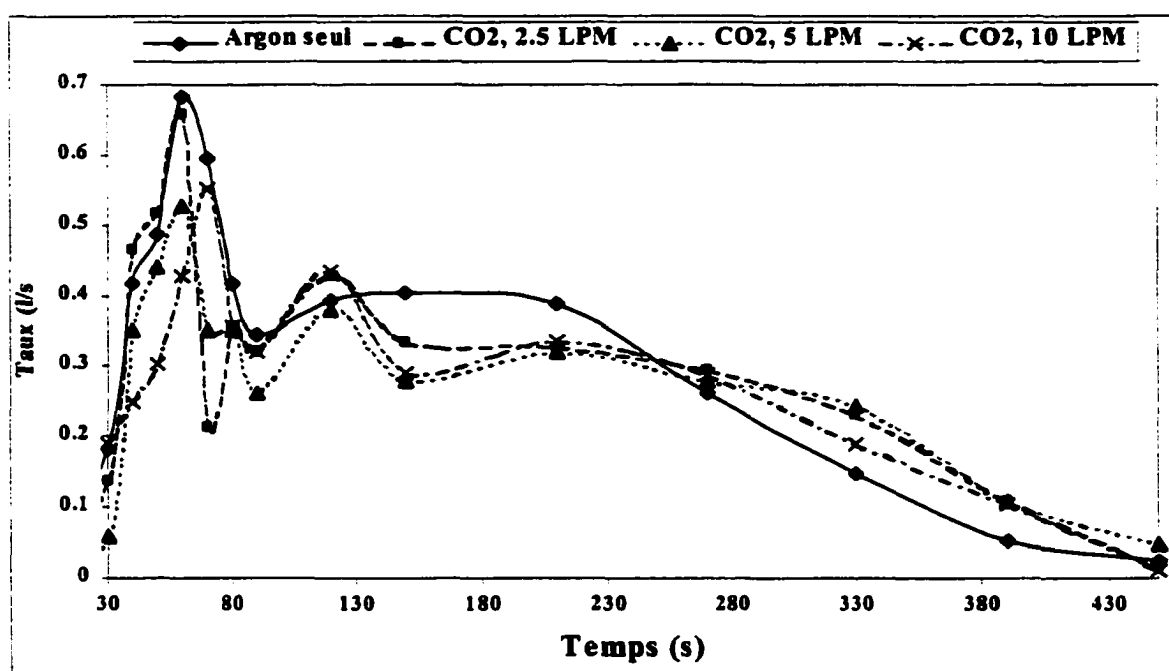


Figure 4.7 Taux de génération maximum de gaz (200 A)

Ce graphique représente une période de deux minutes pour montrer clairement le moment où le taux maximum de génération se produit.

On peut observer à l'aide des graphiques que les taux de génération de gaz diminuent de façon générale lorsque du CO<sub>2</sub> est introduit dans la gazéification. On peut constater effectivement par les taux moyens que l'ajout de CO<sub>2</sub> réduit la production totale de gaz. De plus, l'ajout de CO<sub>2</sub> cause un retard sur le taux maximum par rapport à la condition sans CO<sub>2</sub>.

#### 4.4.2.2 Intensité de courant 250 A



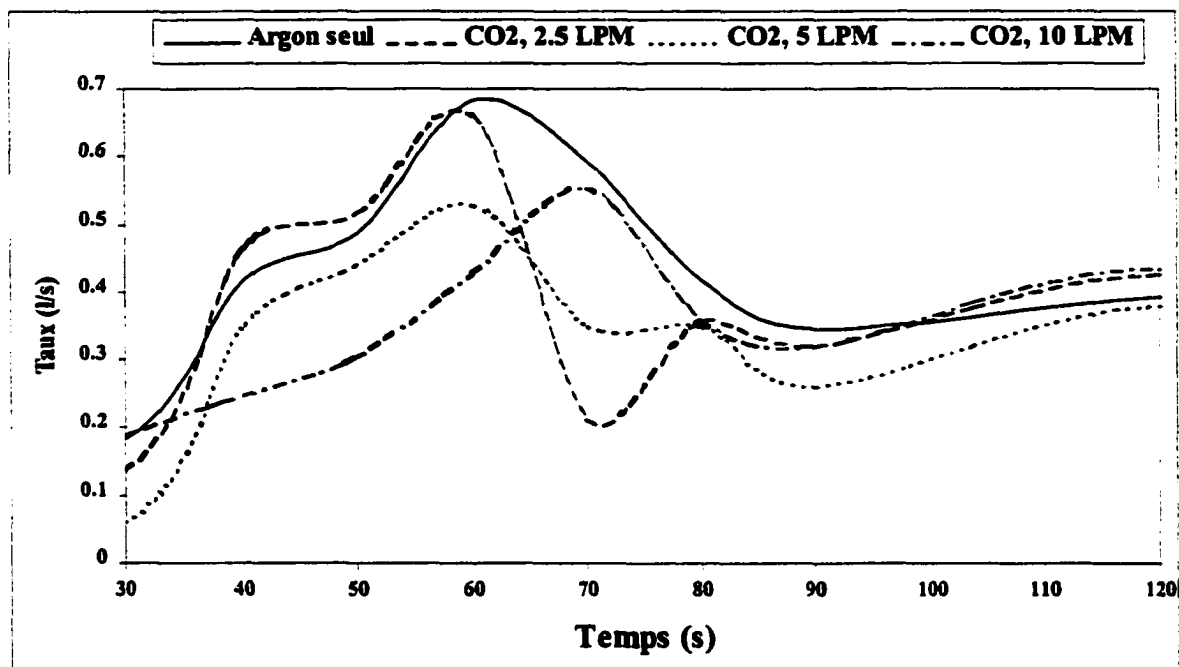
**Figure 4.8 Taux de génération de gaz durant la gazéification (250 A)**

Ce graphique représente l'évolution globale du taux de gaz généré lors de la gazéification.

Les points utilisés pour générer les courbes correspondent aux temps d'échantillonnage des gaz.

Tableau 4.12 Taux maximum et moyenne (250 A)

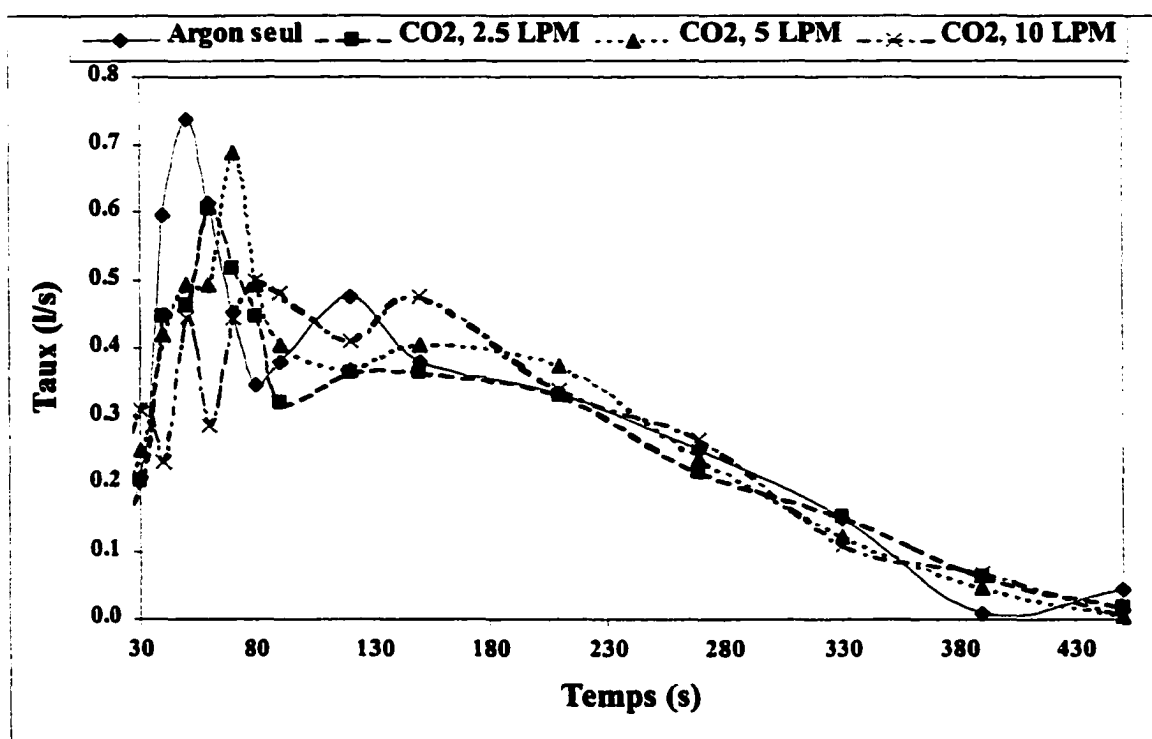
Composition du jet (LPM)		Temps (s)	Taux maximum (l/s)	Taux moyen (l/s)
Argon	CO <sub>2</sub>			
30	0	60	0.68	0.34
30	2.5	60	0.66	0.31
30	5	60	0.53	0.29
30	10	70	0.55	0.29

**Figure 4.9 Taux de génération maximum de gaz (250 A)**

Ce graphique représente une période de deux minutes pour montrer clairement le moment où le taux maximum de génération se produit.

Dans le cas de ce groupe d'expériences, on observe sensiblement la même tendance que pour le groupe précédent. L'apport de CO<sub>2</sub> sur le taux moyen de la quantité de gaz produit et sur le taux maximum a pour effet de diminuer la production globale de gaz.

#### 4.4.2.3 Intensité de courant 300 A



**Figure 4.10 Taux de génération de gaz durant la gazéification (300 A)**

Ce graphique représente l'évolution globale du taux de gaz généré lors de la gazéification.

Les points utilisés pour générer les courbes correspondent aux temps d'échantillonnage des gaz.

Tableau 4.13 Taux maximum et moyenne (300 A)

Composition du jet (LPM)		Temps (s)	Taux maximum (l/s)	Taux moyen (l/s)
Argon	CO <sub>2</sub>			
30	0	50	0.74	0.35
30	2.5	60	0.61	0.34
30	5	70	0.69	0.33
30	10	80	0.50	0.31

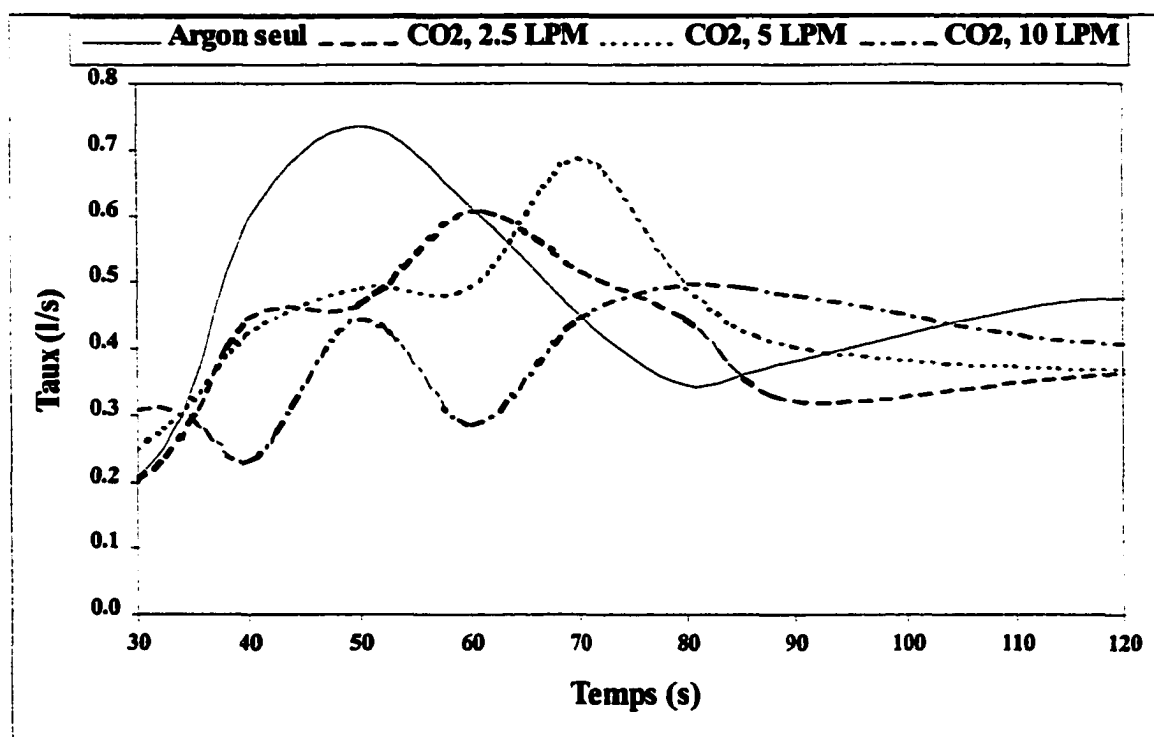


Figure 4.11 Taux de génération maximum de gaz (300 A)

Ce graphique représente une période de deux minutes pour montrer clairement le moment où le taux maximum de génération se produit.

Encore une fois, pour ce groupe d'expériences on observe les mêmes comportements que pour les deux groupes précédents.

#### 4.4.2.4 Résumé

Le taux de génération est principalement influencé par l'augmentation de l'intensité de courant et par l'apport de CO<sub>2</sub>. La génération moyenne augmente de façon importante avec l'augmentation des intensités de courant. Pour tous les groupes l'apport de CO<sub>2</sub> dans le réacteur influence à la baisse le taux de génération de gaz durant la durée totale de la gazéification.

##### 4.4.2.4.1 Jet d'argon

Dans les cas où il n'y a pas de CO<sub>2</sub> injecté, on observe une augmentation du taux avec l'augmentation de l'intensité de courant. On peut voir cette tendance avec les valeurs du taux moyen. On peut expliquer ce phénomène par le fait que plus d'énergie est introduite par l'augmentation de l'intensité de courant facilitant ainsi l'éjection des matières volatiles des graines de canola.

##### 4.4.2.4.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

De façon générale, l'apport de CO<sub>2</sub> dans la gazéification a pour effet de diminuer le taux de génération de gaz par rapport aux gazéifications à l'argon seul. Ce phénomène se produit pour les trois intensités de courant appliqués. Cependant, l'augmentation de l'intensité de courant a un effet positif sur l'augmentation du taux de génération pour les condition avec du CO<sub>2</sub> entre les intensité de 200 A et 250 A. Cependant, on constate que les taux n'augmentent pratiquement pas entre les intensités de courant de 250 A et 300 A.

L'augmentation des taux est principalement causée par l'augmentation de l'énergie globale transférée aux graines qui favorise la production de charbon végétal nécessaire à la réaction impliquant le CO<sub>2</sub> pour la production de l'oxyde de carbone.



### 4.4.3 Bilan de matière global (coté gaz et solide)

Le bilan de matière globale représente la quantité de matière introduite qui a été convertie en gaz et ce qui reste en résidus solides. Le bilan se fait sur les constituants de la matière soit la quantité de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. Ce bilan est réalisé selon les gaz et ne prend pas en considération les résidus solides récupérés.

Les calculs du bilan se retrouvent dans l'annexe des calculs.

#### 4.4.3.1 Intensité de courant 200 A

Tableau 4.14 Bilan de matière global coté gaz(200 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Carbone	40.54	35.48	40.44	41.95
Oxygène	7.12	5.84	5.50	4.57
Hydrogène	23.42	21.07	19.75	22.63
Total	71.08	62.40	65.69	69.14
	%	%	%	%
% masse initiale	53.65	47.10	49.59	52.19
	(g)	(g)	(g)	(g)
Masse restante	61.40	70.08	66.79	63.34
	%	%	%	%
% masse initiale	46.35	52.90	50.41	47.81

Ce tableau représente le bilan de matière global selon les calculs de bilan sur le carbone, l'oxygène et l'hydrogène pour une intensité de courant à 200 A. Ce bilan permet de voir la consommation de chaque élément de la matière première utilisée dans la production des gaz de sortie lors de la gazéification.

De ce tableau on sort que le pourcentage de matière initiale utilisée est plus élevé pour la condition avec l'argon seul qu'avec les conditions ayant du CO<sub>2</sub> d'ajouté.

Tableau 4.15 Bilan de matière global coté solide (200 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Entrée(base sèche)	132.48	132.48	132.48	132.48
Résidus récupérés	49.03	56.43	55.33	54.68
Masse gazéifié	83.45	76.05	77.15	77.8

## 4.4.3.2 Intensité de courant 250 A

Tableau 4.16 Bilan de matière global (250 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Carbone	45.13	48.65	49.59	52.10
Oxygène	8.04	7.73	6.57	5.54
Hydrogène	27.53	27.14	27.58	29.56
Total	80.70	83.52	83.74	87.20
	%	%	%	%
% masse initiale	60.92	63.04	63.21	65.82
	(g)	(g)	(g)	(g)
Masse restante	51.78	48.96	48.74	45.28
	%	%	%	%
% masse initiale	39.08	36.96	36.79	34.18

Ce tableau représente le bilan de matière global selon les calculs de bilan sur le carbone, l'oxygène et l'hydrogène pour une intensité de courant à 250 A.

De ce tableau on remarque un changement de direction dans la quantité de matière consommée lors de la gazéification. En effet, la masse totale de la charge consommée pour la gazéification à l'argon seul est plus basse que pour les cas impliquant l'apport de CO<sub>2</sub>. On note de plus, une augmentation de cette consommation par rapport au débit de CO<sub>2</sub>.

Tableau 4.17 Bilan de matière global coté solide (250 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Entrée(base sèche)	132.48	132.48	132.48	132.48
Résidus récupérés	42.08	45.93	44.97	53.76
Masse gazéifié	90.4	86.55	87.51	78.72

#### 4.4.3.3 Intensité de courant 300 A

Tableau 4.18 Bilan de matière global (300 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Carbone	44.37	44.62	45.79	46.78
Oxygène	8.36	7.67	6.91	6.02
Hydrogène	28.33	23.41	23.37	20.09
Total	81.07	75.70	76.07	72.89
	%	%	%	%
% masse initiale	61.19	57.14	57.42	55.02
	(g)	(g)	(g)	(g)
Masse restante	51.41	56.78	56.41	59.59
	%	%	%	%
% masse initiale	38.81	42.86	42.58	44.98

Ce tableau représente le bilan de matière global selon les calculs de bilan sur le carbone, l'oxygène et l'hydrogène pour une intensité de courant à 300 A.

De ce tableau on remarque la même tendance que pour le courant de décharge de 200 A. Le pourcentage de matière initiale utilisée est plus élevé pour la condition avec l'argon seul qu'avec les conditions ayant du CO<sub>2</sub> ajouté.

Tableau 4.19 Bilan de matière global coté solide (300 A)

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(g)	(g)	(g)	(g)
Entrée(base sèche)	132.48	132.48	132.48	132.48
Résidus récupérés	41.22	49.31	48.67	53.25
Masse gazéifié	91.26	83.17	83.81	79.23

#### 4.4.3.4 Résumé

En résumé, le bilan global procure une information globale de la matière transférée durant la gazéification.

##### 4.4.3.4.1 Jet d'argon

Pour les conditions ayant seulement de l'argon on constate que la masse de matière consommée est plus élevée que pour les conditions avec le CO<sub>2</sub> ajouté dans les cas de 200 et 300 A et une valeur moins élevée dans le cas de 250 A . Cette masse utilisée augmente avec l'augmentation de l'intensité de courant. Ce phénomène est relié avec la quantité d'énergie transmise à la matière et à la capacité de cette énergie de réchauffer la matière pour en faire sortir le plus de matière volatile possible. Donc, plus il y a d'énergie disponible pour la gazéification plus la matière est gazéifiée.

##### 4.4.3.4.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

L'introduction du CO<sub>2</sub> dans le système contribue à la baisse à la diminution de la quantité de matière gazéifiée pour les cas de 200 et 300 A. Cependant, on observe le contraire dans le cas de l'intensité de courant à 250 A.

#### 4.4.4 Analyse de la conversion : Oxygène, carbone, hydrogène

La conversion ici représente la masse d'oxygène, d'hydrogène et de carbone venant de la matière première pour la génération des gaz de sortie. La conversion est le rapport de la masse, par exemple d'oxygène contenu dans les gaz générés, sur la quantité d'oxygène présent dans la graine de canola. Il en est de même pour le carbone et l'hydrogène. Le calcul de la conversion est basé sur le bilan d'oxygène, de carbone et d'hydrogène que l'on peut retrouver dans l'annexe des calculs. Cela signifie que le calcul des conversions implique tous les gaz présents dans la réaction. Par exemple pour la conversion de l'oxygène, les gaz utilisés sont : l'oxyde de carbone et le dioxyde de carbone. Pour le carbone : l'oxyde de carbone, le dioxyde de carbone, le méthane, l'éthylène et l'acétylène et pour l'hydrogène, le méthane, l'éthylène et l'acétylène. Les calculs de conversion se retrouvent dans l'annexe des calculs.

##### 4.4.4.1 Intensité de courant 200 A

Tableau 4.20 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (200 A)

Composition du jet (LPM)		Oxygène	Carbone	Hydrogène
Argon	CO <sub>2</sub>	%	%	%
30	0	75.47	54.23	61.35
30	2.5	67.91	47.47	50.36
30	5	63.63	54.10	47.43
30	10	72.91	56.11	39.38

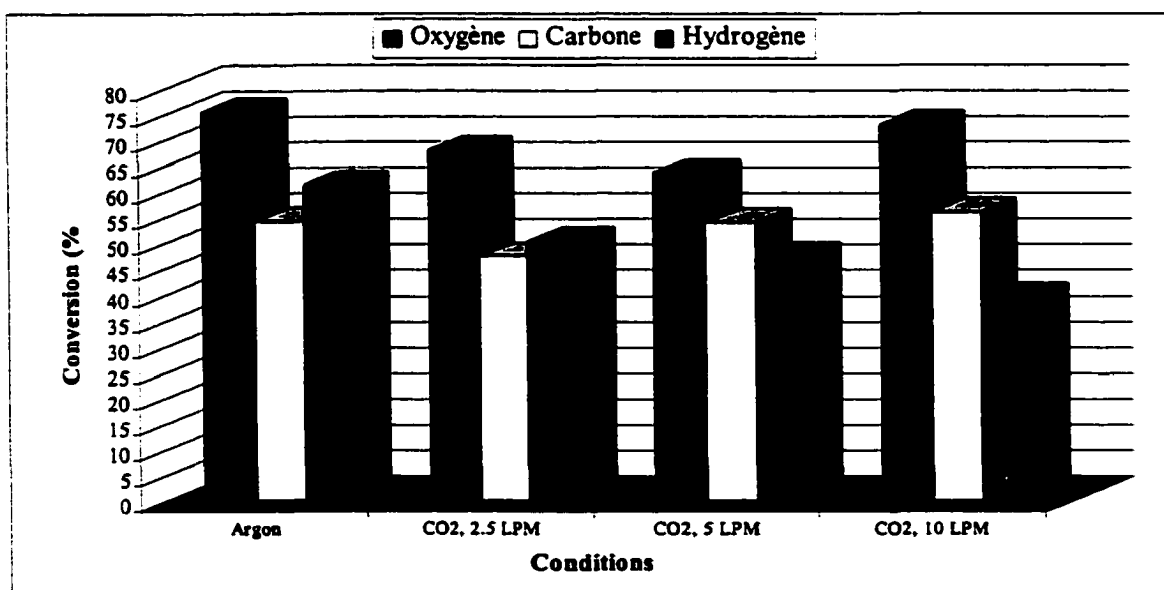


Figure 4.12 Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (200 A)

On constate de façon très marquée que la conversion de l'oxygène et de l'hydrogène est très élevée pour le cas de l'argon et diminue à mesure avec l'ajout de  $\text{CO}_2$ . Dans le cas du carbone on note sensiblement la même conversion pour toutes les conditions.

#### 4.4.4.2 Intensité de courant 250 A

Tableau 4.21 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (250 A)

Composition du jet (LPM)		Oxygène %	Carbone %	Hydrogène %
Argon	$\text{CO}_2$			
30	0	88.72	60.37	69.34
30	2.5	87.45	65.08	66.67
30	5	88.88	66.33	56.65
30	10	95.26	69.69	47.74

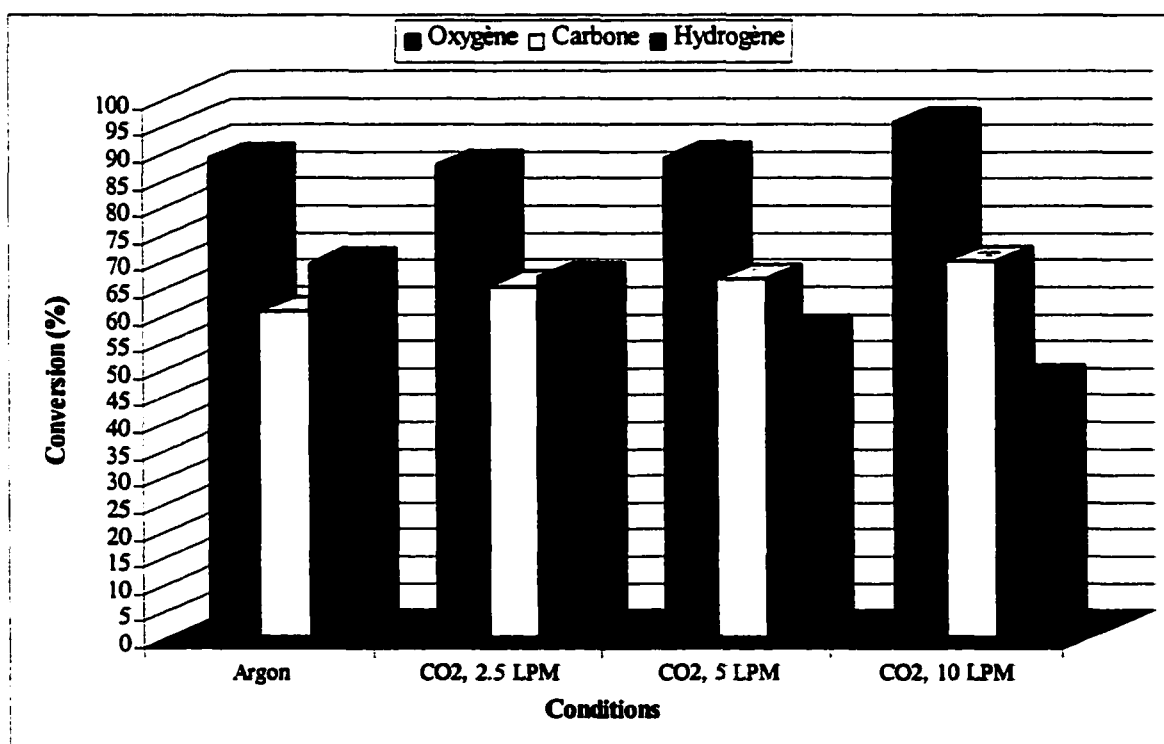


Figure 4.13 Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (250 A)

Pour ce groupe d'expériences, on observe un changement important au niveau des conversions d'oxygène et de carbone. On constate que l'apport de  $\text{CO}_2$  fait augmenter la conversion de l'oxygène et du carbone. Pour la conversion de l'hydrogène elle diminue lorsque la quantité de  $\text{CO}_2$  augmente.

#### 4.4.4.3 Intensité de courant 300 A

Tableau 4.22 Conversion oxygène, carbone, hydrogène (300 A)

Composition du jet (LPM)		Oxygène %	Carbone %	Hydrogène %
Argon	CO <sub>2</sub>			
30	0	91.30	59.36	72.10
30	2.5	75.44	59.68	66.15
30	5	75.31	61.25	59.61
30	10	64.74	62.58	51.90

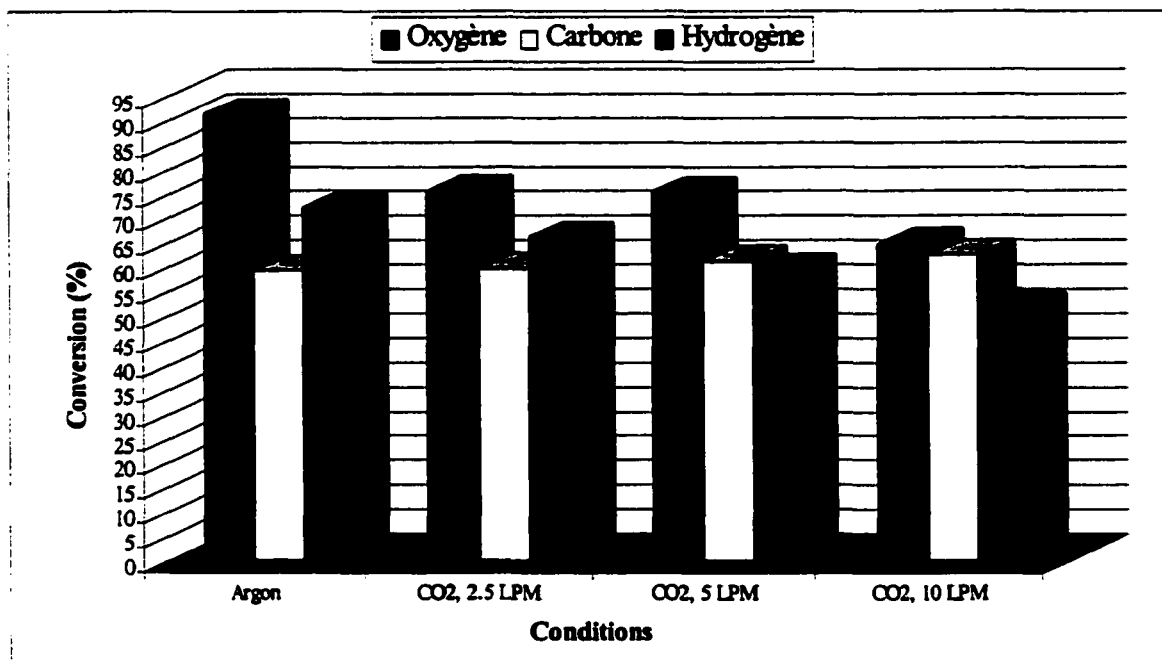


Figure 4.14 Conversion : Oxygène, carbone, hydrogène (300 A)

Pour ces conditions on retrouve les mêmes tendances que dans le cas de l'intensité de courant de 200 A.

#### 4.4.4.4 Résumé

On constate en observant tous les groupes d'expériences que les conversions d'oxygène, de carbone et d'hydrogène augmentent avec l'augmentation de l'intensité de courant. Ceci s'explique par le fait que plus d'énergie est apportée à la gazéification favorisant ainsi la génération de gaz et à la génération de charbon végétal. Les gaz générés comme l'hydrogène, le méthane, l'éthylène et l'acétylène retirent beaucoup d'hydrogène de la matière et une fraction de carbone. La génération de l'oxyde de carbone pour sa part retire la majorité de l'oxygène et du carbone de la matière première.

##### 4.4.4.4.1 Conversion de l'oxygène

###### 4.4.4.4.1.1 Jet d'argon

La conversion de l'oxygène dans ces conditions est très élevée et on constate que la conversion de l'oxygène augmente de façon prononcée. L'explication de la conversion élevée de l'oxygène dans le cas des conditions d'argon est due principalement à l'augmentation de l'intensité de courant. En effet, cette augmentation a pour effet d'augmenter l'énergie apportée à la gazéification et augmente la température moyenne du jet de gaz contribuant à faire sortir beaucoup plus les matières volatiles présentes dans la graine. Donc, plus d'oxygène est sorti de la graine pour former plus de l'oxyde de carbone et de  $\text{CO}_2$ .

###### 4.4.4.4.1.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

Lorsque le  $\text{CO}_2$  est introduit dans la gazéification, on constate une nette diminution de la conversion de l'oxygène par rapport aux conditions d'argon pour les cas de 200 et 300 A. À 250 A on constate un revirement de situation sur le taux de conversion de l'oxygène.



#### 4.4.4.4.2 Conversion du carbone

##### 4.4.4.4.2.1 Jet d'argon

Dans le cas des expériences avec seulement de l'argon, les conversions du carbone sont aussi influencées par l'intensité de courant. On note une augmentation de la conversion avec l'augmentation de l'intensité de courant. Ce carbone est principalement retiré par la génération de l'oxyde de carbone et des hydrocarbures légers.

##### 4.4.4.4.2.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

Dans les cas où l'on introduit du  $\text{CO}_2$ , on peut observer que le taux de conversion du carbone augmente sensiblement pour les cas de 200 et 300 A et augmente de façon très importante pour l'intensité de courant de 250 A. Ceci est principalement dû à la réaction du carbone sous forme de charbon végétal venant de la graine avec le  $\text{CO}_2$  injecté. Étant donné qu'il a été observé que la production de l'oxyde de carbone augmente avec l'apport de  $\text{CO}_2$ , on peut voir que la réaction entre le charbon et le  $\text{CO}_2$  se produit et qu'une quantité de carbone est utilisée.

#### 4.4.4.4.3 Conversion de l'hydrogène

##### 4.4.4.4.3.1 Jet d'argon

Dans le cas des conditions impliquant seulement l'argon on note une conversion de l'hydrogène très élevée. Cette situation est encore une fois reliée à l'intensité de courant qui contribue à l'augmentation de la température moyenne du jet gazeux causant une libération plus importante des volatils contenus dans les graines de canola. L'hydrogène retiré de la masse est principalement causée par la production d'hydrogène gazeux, de méthane, d'éthylène et d'acétylène.

##### 4.4.4.4.3.2 Jet d'argon avec ajout de dioxyde de carbone

L'introduction du  $\text{CO}_2$  dans la gazéification a un effet très important sur la conversion de l'hydrogène. Cet effet cause une diminution importante de la conversion en fonction de la quantité de  $\text{CO}_2$  introduit dans la gazéification.

#### 4.4.5 Valeur énergétique (énergie de combustion) des gaz de sortie

Le calcul de la valeur énergétique des gaz de sortie est basé sur la somme des chaleurs de combustion des gaz de sortie de la gazéification : hydrogène, oxyde de carbone, méthane, éthylène et acétylène. Ce calcul représente la valeur énergétique totale que l'on peut récupérer des gaz par une réaction de combustion. Les calculs de cette section se trouvent dans l'annexe des calculs.

La chaleur de combustion utilisée est la chaleur inférieure (Low heating value).

Tableau 4.23 Chaleurs de combustion utilisées dans les calculs

Gaz	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>
$\Delta H$ (kJ/mol)	241.8	283.00	802.3	1322.96	1255.6

La valeur énergétique de combustion est calculée pour la somme de tous les gaz générés pendant toute la durée de la gazéification (450 secondes).

Tableau 4.24 Valeurs énergétiques de combustion

Conditions	CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)
200 A	4.68	3.74	4.59	4.33
250 A	6.19	6.35	5.81	6.02
300 A	7.18	6.89	6.97	6.63

Le constat que l'on peut faire en ce qui concerne l'énergie de combustion des gaz est que celle-ci augmente principalement par l'augmentation de l'intensité de courant et que la variation de l'énergie varie différemment avec l'apport de CO<sub>2</sub> selon les courants. Ceci s'explique principalement par les espèces de gaz générés lors de la gazéification. En effet, pour les conditions avec l'argon il y a beaucoup plus d'hydrogène de généré et surtout beaucoup plus d'hydrocarbures légers de produits notamment au niveau de l'acétylène. L'acétylène et l'éthylène sont les principaux responsables de l'augmentation de l'énergie de combustion, car ce sont ces gaz qui sont les plus énergétiques du groupe de gaz formés. Dans le cas des conditions où l'on ajoute le CO<sub>2</sub>, la diminution de l'énergie de combustion est causée principalement par l'augmentation de l'oxyde de carbone et la diminution de la production des hydrocarbures.

## 4.4.6 Rendements énergétiques

### 4.4.6.1 Rendement énergétique du procédé en fonction du temps

Le rendement énergétique représenté est le rapport de l'énergie récupérée (énergie récupérable par la combustion ultime des gaz) sur l'énergie introduite tenant compte du rendement du chalumeau qui est de 0.55 pour une intensité de courant de 200 A, 0.5 pour une intensité de courant de 250 A et 0.49 pour une intensité de courant de 300 A. Les résultats sont présentés dans le tableau 4.25 et le détail des calculs se trouve dans l'annexe des calculs.

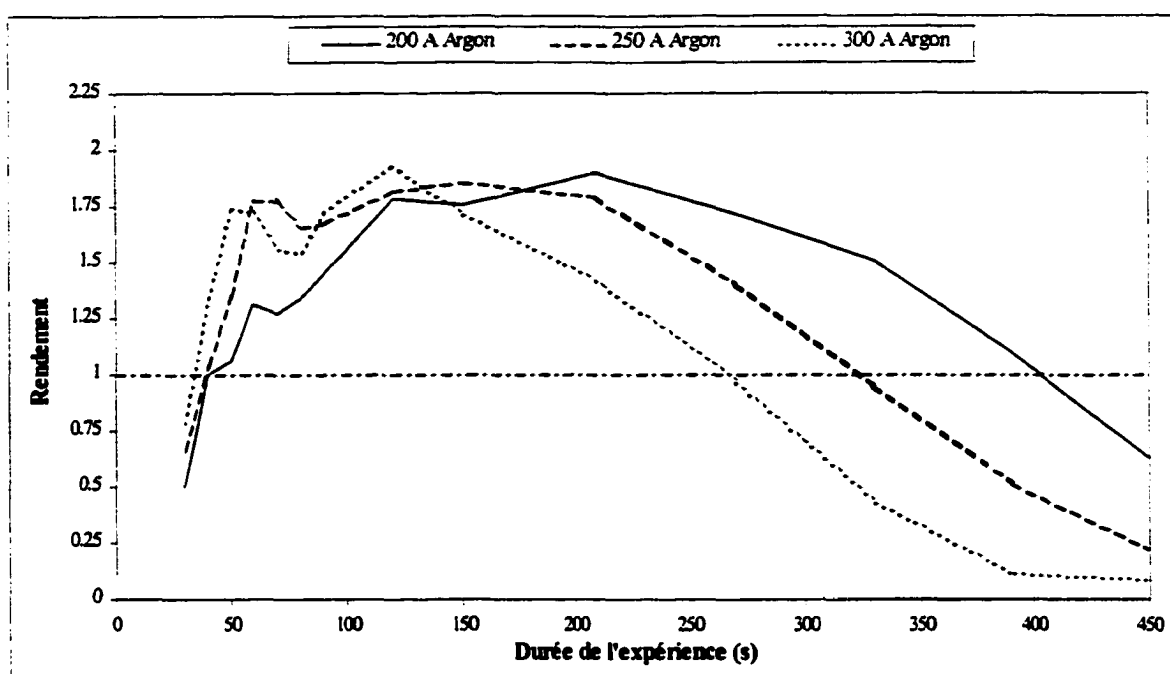
**Tableau 4.25 Rendements énergétiques moyens de combustion (kW généré/kW injecté) par expérience.**

Conditions	Débit de CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
200 A	1.31	1.05	1.28	1.21
250 A	1.32	1.36	1.24	1.28
300 A	1.22	1.17	1.19	1.13

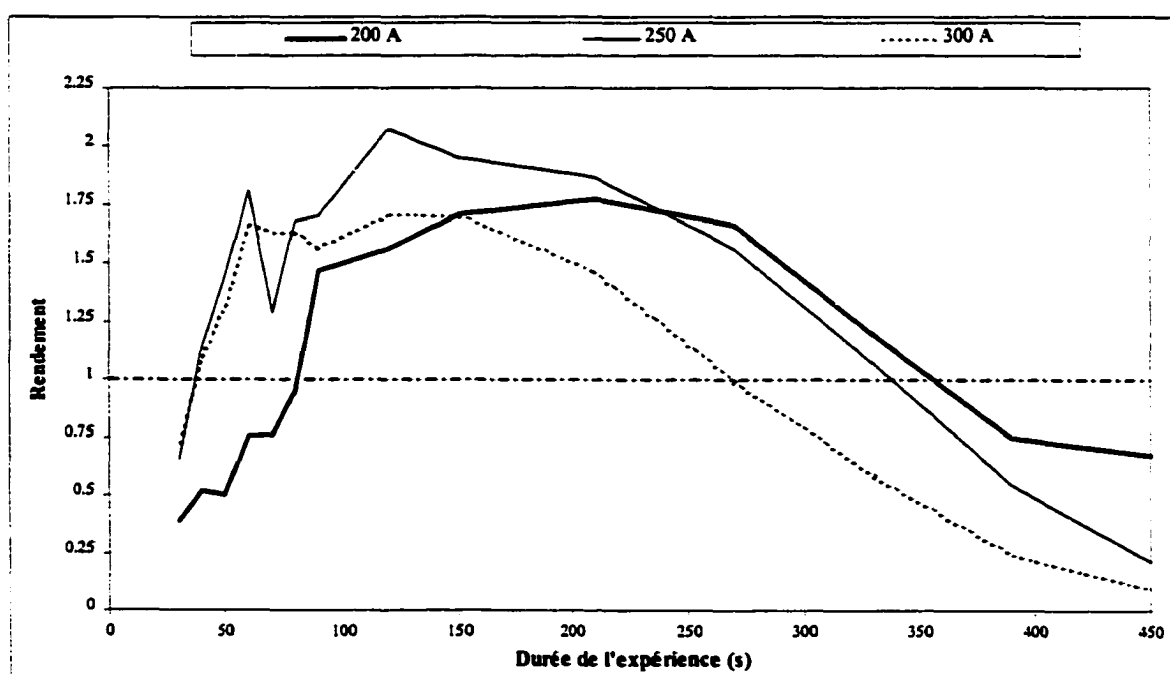
On constate la valeur énergétique moyenne des gaz récupérés est supérieure à l'énergie fournie au réacteur pour toutes les expériences.

Parmi les paramètres du procédé la puissance électrique injectée dans le lit est l'un des paramètres le plus important au niveau du rendement du procédé. L'un des aspects important est d'identifier quel niveau de puissance est le mieux adapté pour la taille du réacteur.

Cette analyse sera effectuée en comparant les rendements énergétiques pour les cas avec de l'argon seulement représentant la pyrolyse des graines de canola (figure 4.15) et pour le cas de gaz réactif (CO<sub>2</sub>-2.5 LPM) en fonction de l'intensité de courant (figure 4.16).



**Figure 4.15 Rendements énergétiques pour pyrolyse (Argon seul) pour 200, 250 et 300 A.**

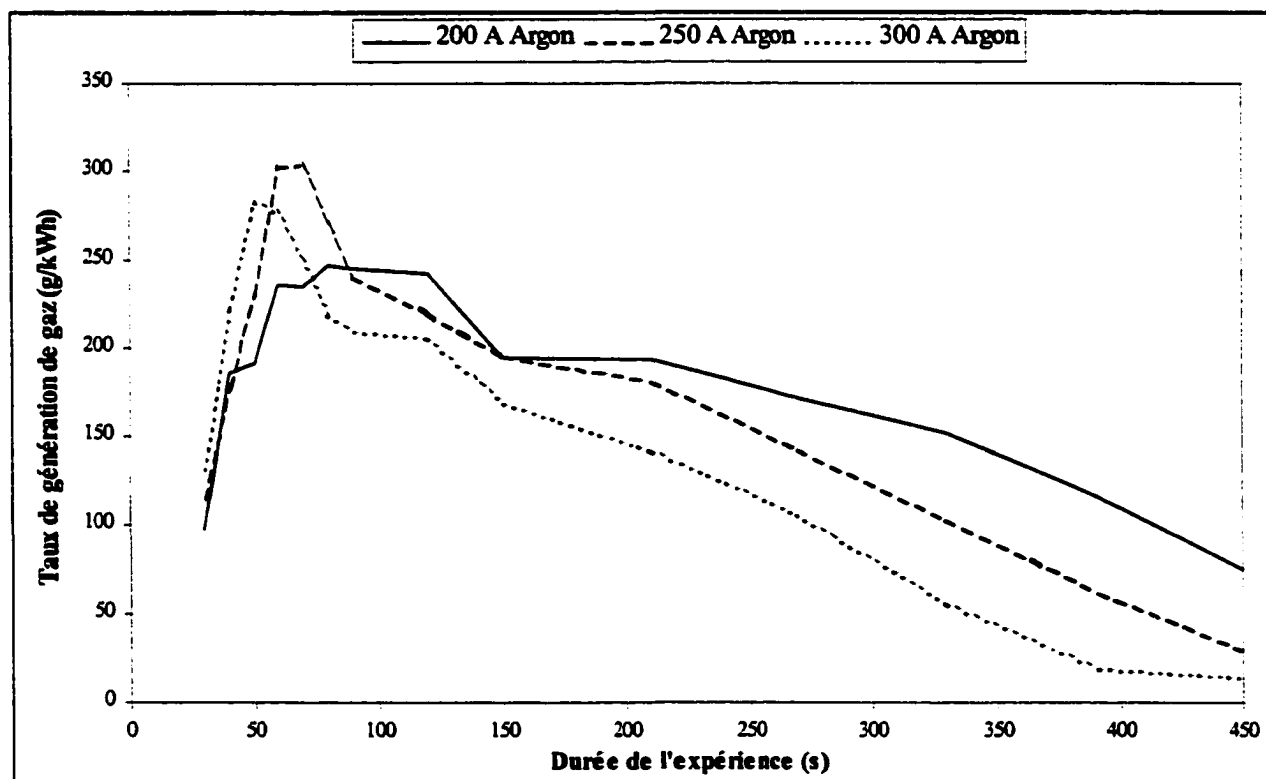


**Figure 4.16 Rendements énergétiques pour Argon + 2.5 LPM CO<sub>2</sub> pour 200, 250 et 300 A**

Dans le cas de pyrolyse (figure 4.15), les rendements sont supérieurs à un (valeur calorifique générée > puissance injectée) pour presque toute la durée de la gazéification. Au début de

La présence du gaz réactif dans le jet de gaz augmente le rendement par rapport à la pyrolyse avec argon seul pour tous les débits de  $\text{CO}_2$  utilisés pour la durée de l'expérience supérieure à 230 secondes. Ceci correspond au moment où la majorité des volatils sont sortis de la charge du lit. Cela confirme qu'il y a bien une réaction impliquant le charbon végétal avec le  $\text{CO}_2$ .

La figure 4.18 représente le taux de génération massique des gaz par kilowattheure injecté en fonction de la durée de l'expérience.



**Figure 4.18 Comparaison des taux massiques de génération des gaz en fonction des puissances électriques injectées.**

On observe que le taux massique maximum de génération des gaz par kilowattheure d'énergie consommée est atteint pour l'intensité de courant de 250 A. On remarque le taux de génération par kilowattheure pour un courant de charge maximum de 300 A diminue par rapport au courant de charge de 250 A. On peut expliquer ce phénomène par le fait que la masse de charge du réacteur n'est pas suffisante pour récupérer efficacement l'énergie injectée. On peut supposer que pour cette intensité de courant le jet de plasma perce le lit ce qui n'est pas souhaitable.

#### 4.4.6.2 Rendement énergétique global

Le rendement énergétique global est calculé en prenant compte de la valeur calorifique de la matière première, l'énergie de combustion des gaz générés, l'énergie injectée venant du plasma et l'énergie calorifique des résidus solides récupérés à la fin de la gazéification.

##### 4.4.6.2.1 Valeur calorifique de la graine de canola

La valeur calorifique de la graine de canola est calculée selon l'équation de Hurley.

$$\text{HHV} = 336 \cdot C + 1420 \cdot H - 153 \cdot O + 0.72 \cdot O^2 + 94 \cdot S \text{ (kJ/kg)}$$

Où C,H,O,S sont les valeurs de l'analyse élémentaire en pourcentage.

La valeur calorifique de la graine de canola est 28.32 MJ/kg

Pour la masse de canola utilisée l'énergie est de : 3.740 MJ

##### 4.4.6.2.2 Énergie injectée venant du plasma

L'énergie injectée est l'énergie électrique apportée à la torche avec un rendement de la torche.

Les énergies injectées pour toute la durée de la gazéification sont respectivement 1.609 MJ, 2.109 MJ et 2.646 MJ.

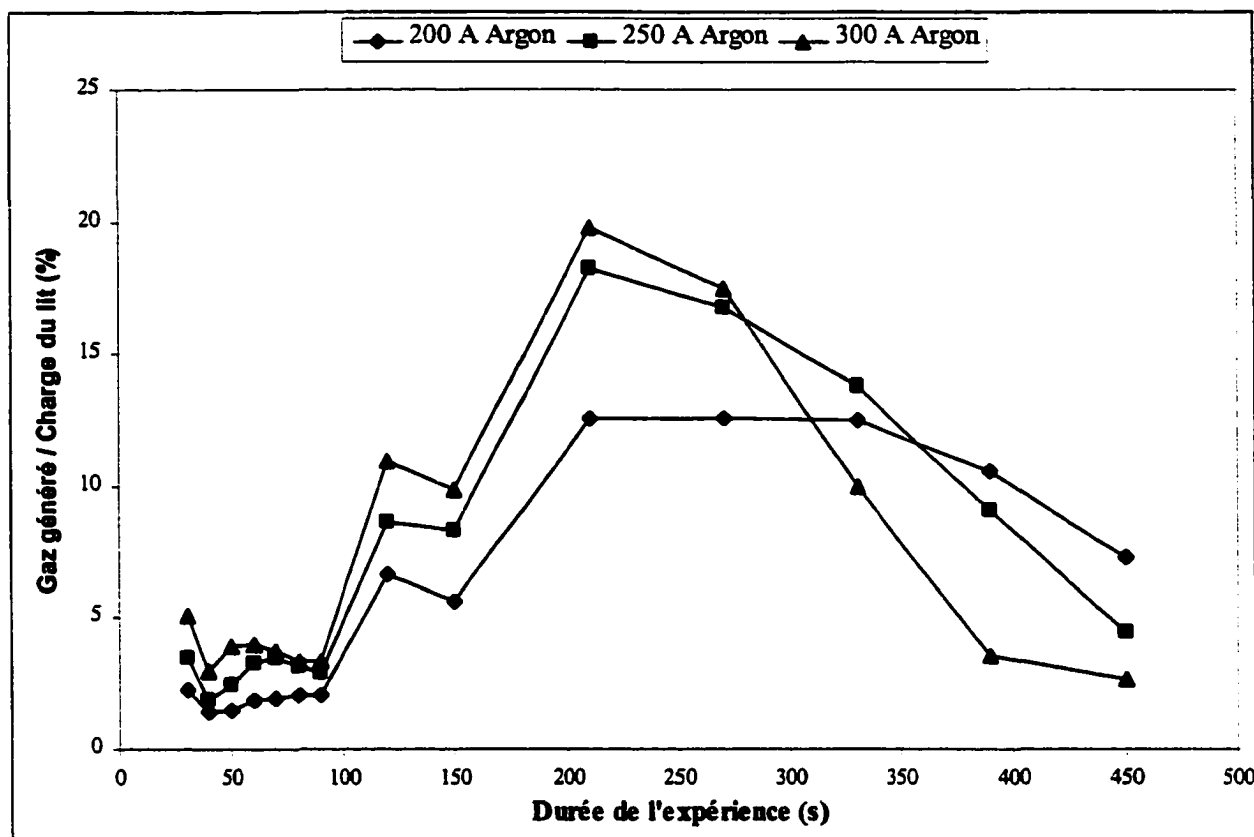
##### 4.4.6.2.3 Valeur calorifique des résidus solides

Les résidus solides récupérés à la fin de la gazéification sont un mélange de matière non gazéifiée et de charbon. Étant donné que ce mélange est non homogène, une analyse élémentaire est très difficile à réaliser. Pour cette raison la valeur énergétique des résidus sera considérée comme si les résidus n'étaient que du carbone pur.

Chaleur de combustion du carbone : 393.51 kJ/mole

Tableau 4.26 Valeurs calorifique des résidus solides (MJ)

Conditions	Débit de CO <sub>2</sub> (LPM)			
	0	2.5	5	10
200 A	1.608	1.850	1.814	1.793
250 A	1.38	1.506	1.475	1.763
300 A	1.352	1.617	1.596	1.746

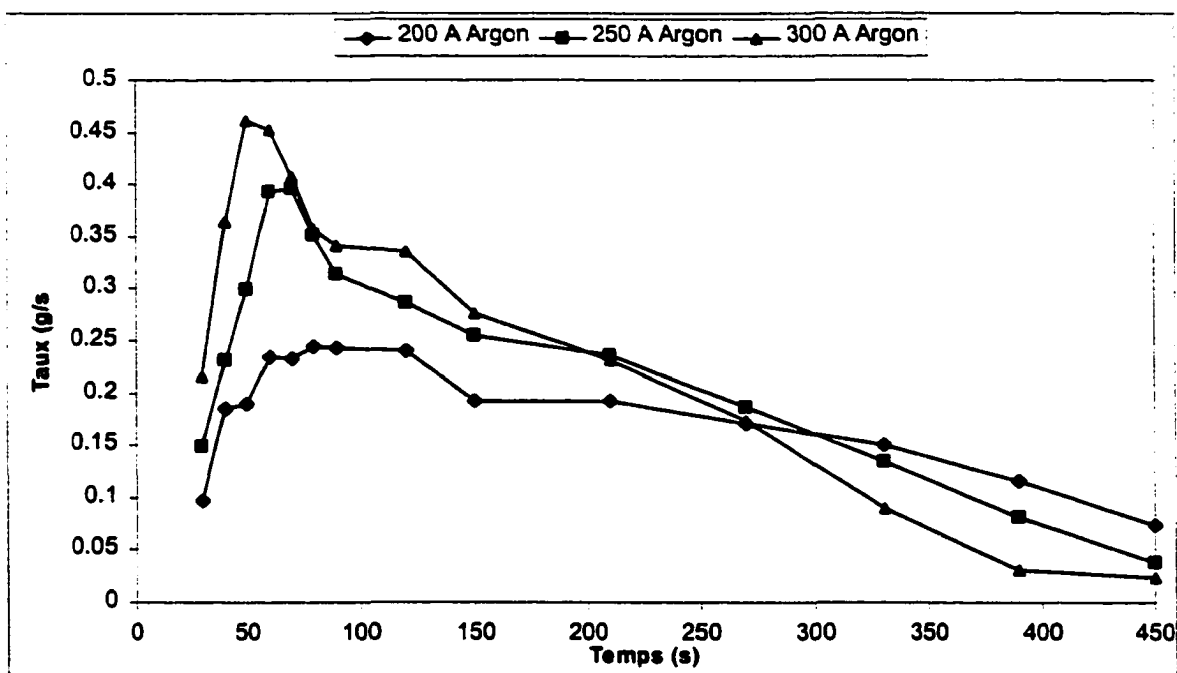


**Figure 4.19 Rapport de la masse des gaz générés sur la masse de la charge restante du lit.**

L'explication la plus probable est la diminution de transfert de chaleur entre le jet et la charge du lit causée par la réduction significative de la masse du lit disponible par consommation de cette dernière. Ceci a pour effet de libérer partiellement le jet de plasma de la charge du lit, c'est-à-dire que le jet de plasma n'est plus entièrement entouré par la charge du lit.

#### 4.4.7.1 Estimation d'un taux d'alimentation de matière

Pour augmenter le rendement du réacteur il faut s'assurer que la longueur du jet de plasma est inférieure à la hauteur du lit en expansion. Ceci pourrait être possible par une alimentation de la charge en continue. Pour estimer le taux d'alimentation requis, on peut tracer le taux massique de gazéification en fonction de la durée de l'expérience (figure 4.20).



**Figure 4.20 Taux massique de gazéification pour les cas de pyrolyse à l'argon seul à 200, 250 et 300 A.**

Le taux minimum d'alimentation nécessaire pour maintenir le jet de plasma entièrement entouré par la charge, correspondrait à 0.4 g/s (24 g/min) pour le cas de l'intensité de courant de 250 A qui s'avère notre condition la plus efficace selon les analyses précédentes.



## 5.0 Conclusion

Le but premier de ce travail était de vérifier s'il était possible de réaliser la gazéification de biomasse sous forme granulaire dans un procédé utilisant le lit jaillissant ou soufflé par jet de plasma. Après une série d'essais préliminaires des modifications sur le montage ont été apportées en vue de l'adapter à la gazéification de la graine de canola. L'utilisation du plasma est justifiée par le fait qu'un plasma est une source de chaleur capable d'atteindre des températures très élevées et la présence d'espèces excitées qui peuvent augmenter davantage le rendement des réactions désirées. De plus, un plasma thermique opérant en milieu dilué perd énormément d'énergie par le biais de radiation et de convection. Cette particularité est mise en évidence dans ce réacteur par le fait que les particules entourant le jet de plasma sont directement exposées aux énergies radiatives augmentant le rendement du traitement.

Après une évaluation et une série d'essais préliminaires il a été décidé de mener les expériences avec trois intensités de courants de 200 A, 250 A et 300 A correspondant à des puissances électriques de 6.5 kW, 9.4 kW et 12 kW respectivement. Les débits de gaz secondaire ( $\text{CO}_2$ ) ont été établies à 2.5, 5 et 10 litres par minute.

### 5.1 Bilan de masse et conversion

Les bilans de masse réalisés sur les expériences ont permis de constater que l'intensité de courant et l'apport de gaz réactif ( $\text{CO}_2$ ) ont une influence directe sur la conversion de la charge initiale du lit. Les points importants à retenir sont, que la conversion augmente de façon générale avec l'intensité de courant pour 200, 250 et 300 A, que la conversion diminue avec l'apport de  $\text{CO}_2$  pour 200 et 300 A mais qu'elle augmente dans le cas de 250 A. Dans le cas de l'intensité de courant de 200 A on peut interpréter ce résultat par le manque d'énergie pour réchauffer la masse du lit et le  $\text{CO}_2$  injecté à cause de sa chaleur spécifique très élevée (37.15 J/mol\*K). Pour l'intensité de courant de 300 A on peut interpréter la diminution de conversion par la haute viscosité du plasma qui rend difficile la pénétration du jet de gaz secondaire ( $\text{CO}_2$ ) alimenté par les trois orifices autour de la buse de sortie qui pourrait créer une couche de gaz froid autour du plasma empêchant le contact avec le lit.

## 5.2 Taux de génération et composition des gaz

L'évolution du taux de génération de gaz durant les expériences est caractérisée par trois phénomènes liés aux étapes du procédé. Après un certain retard lié au réchauffement de la charge initiale du lit le taux de génération des gaz croît rapidement par le dégagement des matières volatiles suivies d'une période brève de stabilité relative. Une fois que la majorité des matières volatiles est dégagée, le taux observé diminue de façon stable. Ces caractéristiques sont observées pour tous les cas de gazéification étudiés. Le plus haut taux de gazéification pyrolytique (0.74 l/s) a été obtenu pour une intensité de courant de 300 A. L'analyse de la composition des gaz de sortie montre que pour les cas de pyrolyse les gaz sont dominés par l'hydrogène et l'ajout de CO<sub>2</sub> diminue la teneur en hydrogène au profit d'une concentration en majorité d'oxyde de carbone. Les raisons de ce phénomène peuvent être la réaction secondaire impliquant une partie de l'hydrogène avec du CO<sub>2</sub> injecté ou de la diminution du flux de chaleur vers la charge par le besoin de réchauffer le CO<sub>2</sub>.

## 5.3 Rendements énergétiques

### 5.3.1 Rendement énergétique en fonction du temps

Il est important de souligner que pour tous les cas de réaction de gazéification réalisée le pouvoir calorifique inférieur global (pour toute la durée de l'expérience) est toujours supérieur à l'énergie injectée dans la charge. L'évolution instantanée du pouvoir calorifique en fonction de la durée de l'expérience montre que le pouvoir calorifique inférieur peut être deux fois plus élevée que la puissance injectée.

Les calculs des rendements indiquent que le meilleur taux de rendement est atteint pour une intensité de courant de 250 A pour le cas de la pyrolyse et pour le cas de gazéification réactive avec 2.5 LPM de CO<sub>2</sub>.

### 5.3.2 Rendement énergétique global

Les rendements atteints avec ce procédé sont très encourageants, car ils sont en moyenne plus élevé que 50 %. La valeur minimale obtenue est de 47.92 % et la valeur maximale atteinte est de

60.02 %. Il est à noter cependant, que les rendements sont calculés avec des résidus solides considérés comme du carbone. En réalité, les résidus solides sont un mélange de graines non gazéifiées et de charbon. En moyenne la quantité de graines non ou partiellement gazéifiées compte pour 30 % du mélange. Ceci implique que la valeur des rendements obtenus est plus basse que ce que nous devrions obtenir.

## 5.4 Remarques générales

La réaction de gazéification par plasma dans le lit jaillissant s'avère un moyen très intéressant pour produire des gaz à haut pouvoir calorifique inférieur. Les produits dégagés par la gazéification étaient dominés par l'hydrogène et oxyde de carbone avec une certaine quantité d'acétylène, d'éthylène et méthane. Il est à noter la quasi-absence de produit goudronné aussi bien que pour les cas de pyrolyse et de gazéification réactive. Le fait de réaliser les essais de gazéification en lot n'a pas permis de maximiser le contact plasma/charge ne permettant pas de maintenir le rendement énergétique maximum observé, allant jusqu'à deux et plus, durant la période initiale de gazéification due à la baisse rapide du niveau de matière dans le lit.

## 5.5 Considérations futures

Suite aux séries d'expériences préliminaires et systématiques menées sous conditions pyrolytique et réactive, il s'avère intéressant de poursuivre l'effort déjà accompli en mettant l'accent sur les aspects suivants :

- étudier la possibilité de gazéifier en continu ;
- étudier le rôle des espèces excités dans le procédé de gazéification ;
- étudier l'influence d'un mélange  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$  sur les gaz générés lors de la gazéification pour favoriser les réactions impliquant le charbon végétal ;
- optimiser le procédé de gazéification en vue d'application directe de gaz recyclés de piles à combustible ;

## 6.0 Bibliographie

- J.Jurewicz, P.Proulx, M.I. Boulos (1985) *The plasma spouted bed reactor*, ISPC-7, Eindhoven, Vol.1, p.243-248
- H. Hamdi, J.Jurewicz (2000) *Contribution à la caractéristion du réacteur à lit soufflé par plasma-Application dans un procédé de gazéification du coke de pétrole*, Université de Sherbrooke, thèse de doctorat.
- Mathur, K.B. and Epstein, M., *Spouted beds*, Academic Press, New York, (1974).
- A. Markowski, Kaminski. W (1983) *Hydrodynamic characteristics of jet-spouted beds*, The Canadian journal of chemical engineering, Vol. 61, p.377-381.
- A. Kmiec (1983) *The minimum spouting velocity in conical beds*, The Canadian journal of chemical engineering, Vol. 61, p.274-280.
- T.Tsuji, O. Uemaki, (1994) *Coal gasification in a jet-spouted bed*, The Canadian journal of chemical engineering, Vol. 72, p.504-510.
- S. Turn, C. Kinoshita, Z. Zhang, D. Ishimura, J. Zhou (1998) *An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification*, Int. J. Hydrogen Energy, Vol 23, No.8, p.641-648.
- A.A.C.M. Beenackers (1999) *Biomass gasification in moving beds, a review of european technologies*, Renewable energy, Vol 16 p.1180-1186.
- S. Rapagnà, N. Jand, P. U. Foscolo (1998) *Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas*, Int. J. Hydrogen Energy, Vol. 23 No.7, p.551-557.
- M. Ruggiero, G. Manfrida (1999) *An equilibrium model for biomass gasification processes*, Renewable energy, Vol 16, p.1106-1109.
- A.V. Bridgewater (1995) *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation*, Fuel Vol. 74 No.5 p.631-653
- L.K. Mudge, E.G. Baker, D.H. Mitchell, M.D. Brown (1985) *Catalytic steam gasification of biomass for methanol and methane production*, Transaction of the ASME, Vol. 107, February p.88-92
- T.B. Reed (editeur), *Biomass gasification-Principles and technology*, Noyes Data Corporation, New Jersey, (1981).

D.L. Klass, Biomass for renewable energy, fuels and chemicals, Academic Press, New York (1997).

M. Kaltschmitt, A.V. Bridgewater, Biomass gasification & pyrolysis, state of the art and future prospects, CPL press, Newbury UK (1997).

R. Bühler, *State of technology in wood gasifying*, Holzenergie- Symposium Switzerland, (1994).

T.B. Reed, S. Gaur, A survey of biomass gasification 2000, Gasifier projects and manufacturers around the world, The national renewable energy laboratory (1999).

M.Kaltschmitt, C. Rosch, L. Dinkelbach, Biomass gasification in Europe, Institute of energy economics and the rational use of energy University of Stuttgart (1998).

A.V. Bridgewater, D.G.B. Cook, Developments in thermochemical biomass conversion Volume 2, Chapman and Hall (1997).

### Calcul de la conversion de l'oxygène

Dans cette section, la conversion de l'oxygène est calculé à partir du bilan de l'oxygène du coté gaz et de la quantité d'oxygène disponible dans la matière selon l'analyse élémentaire CHN.

L'oxygène vient de deux sources soient le CO et le CO<sub>2</sub> produit lors de la gazéification.

#### **Cas No.1**

Aucun gaz secondaire (CO<sub>2</sub>)

Volume de CO total de l'expérience que l'on convertit en mole par la division de 22.4 l par mole.

Volume de CO<sub>2</sub> total de l'expérience que l'on convertit en mole par la division de 22.4 l par mole.

De ces deux valeurs, le nombre de mole d'oxygène(O<sub>2</sub>) est calculé et reporté en masse (g).

La conversion est simplement la masse d'oxygène contenu dans les gaz divisé par la masse d'oxygène contenu dans la matière initiale multiplié par 100 %.

$$(\text{Masse O}_2 \text{ gaz} / \text{Masse O}_2 \text{ matière première}) * 100\%$$

#### **Cas No.2**

Apport de CO<sub>2</sub> comme gaz secondaire

Dans ce cas, la quantité d'oxygène venant de l'apport de CO<sub>2</sub> additionnel est retiré du bilan sur l'oxygène. La conversion est ensuite calculée de la même façon que pour le cas No.1.

### Calcul de la conversion du carbone

Sur le même principe que pour la conversion de l'oxygène, tous les gaz contenant du carbone sont pris en compte : CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> et C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>. Le nombre de mole de carbone total est calculé et reporté en masse (g). Le carbone venant du CO<sub>2</sub> additionnel est retiré avant le calcul de la conversion. Le calcul de la conversion se fait de la même façon que pour la conversion de l'oxygène mais avec la masse de carbone contenu dans la matière première selon l'analyse élémentaire CHN.

$$(\text{Masse de carbone gaz} / \text{masse de carbone matière première}) * 100 \%$$

### Calcul de la conversion de l'hydrogène

Sur le même principe que pour la conversion de l'oxygène et du carbone, tous les gaz contenant de l'hydrogène sont pris en compte :  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_4$  et  $C_2H_2$ . Le nombre de mole d'hydrogène total est calculé et reporté en masse (g). Le calcul de la conversion se fait de la même façon que pour la conversion de l'oxygène et du carbone mais avec la masse d'hydrogène contenu dans la matière première selon l'analyse élémentaire CHN.

### Calculs du rendement énergétique en fonction du temps

Ce calcul de rendement énergétique prend seulement en compte l'énergie de combustion inférieure des gaz produits lors de la gazéification :  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_2$  et  $C_2H_4$  et l'énergie apporté par le plasma. Ce rendement ne prend pas en compte l'énergie contenue dans la matière initiale et dans les résidus solides à la fin de la gazéification.

$$((\text{Volume gaz [l]} / 22.4 \text{ [l/mol]}) * \Delta H_{\text{inférieur}} \text{ [kJ/mol]}) / \text{intervalle temps [s]} = \text{kW}$$

L'énergie de chaque gaz est ainsi calculée et additionnée ensemble. Cette somme est ensuite divisée par l'énergie injectée venant du plasma.

Ce calcul n'est employé ici que pour suivre l'évolution dans le temps de l'énergie qui entre et de l'énergie que l'on peut extraire des gaz en fonction du temps.

### Calculs du rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Contrairement au calcul précédent, ce rendement représente un rendement énergétique global sur toute la durée de l'expérience. Ce rendement prend en considération l'énergie de la matière première (valeur calorifique), l'énergie des résidus solides (valeur calorifique) récupérés à la fin de la gazéification et l'énergie injectée venant du plasma.

### Valeur calorifique de la matière première

La valeur calorifique des graines de canola est calculée avec l'équation de Henry :

$$HHV = 336 * C + 1420 * H - 153 * O + 0.72 * O^2 + 94 * S \quad (\text{kJ/kg})$$

Les valeurs du carbone de l'hydrogène et de l'oxygène viennent de l'analyse CHN et représente des % massiques de chaque constituant nommé.

La valeur est reportée en MJ selon la masse de matière première (base sèche) utilisée pour l'expérience.

### Valeur calorifique des résidus solides récupérés

Les résidus solides récupérés sont un mélange de matière non gazéifié et de charbon. Étant donné qu'il est difficile d'effectuer une analyse élémentaire CHN sur ces résidus, il a été décidé de considérer ces résidus comme du carbone pur. Ceci implique que la valeur énergétique des résidus sera moindre que la valeur vraie ce qui diminuera le rendement énergétique.

$$((\text{Masse de résidus [g]} / \text{MM}_{\text{carbone [g/mol]}}) * \Delta H_{\text{inférieur [kJ/mol]}}) / 1000 = \text{MJ}$$

### Énergie injectée (plasma)

L'énergie injecté pour réalisée la gazéification est l'énergie venant du plasma. Cette énergie est décomposé en énergie électrique avec un certain rendement de la torche.

$$((\text{Énergie électrique [kW]} * \text{rendement de la torche}) / \text{temps totale [s]}) / 1000 = \text{MJ}$$

### Rendement énergétique

Le rendement est calculé avec l'énergie de combustion inférieure des gaz de sortie divisée par l'énergie calorifique à l'entrée moins l'énergie calorifique du carbone restant plus l'énergie du plasma.

$$(\text{Énergie de combustion des gaz de sortie}) / ((\text{Énergie calorifique (entrée)} - \text{Énergie calorifique du charbon restant (sortie)}) + \text{Énergie du plasma (entrée)}) * 100 \%$$



## **ANNEXE B**

### **Compte rendu des résultats et des calculs des expériences systématiques**

Expérience No.1

Échantillons	Temps (s)	Temps (min)
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	16.64
Parois du réacteur :	12.73
Récupérateur :	5.76
Filtre :	13.9

Total	49.03
-------	-------

Conditions d'opération

Plasma				
Argon			Charge	Canola
Débit (LPM)	30			(g)
				150
Ampérage :	200	(A)		
Voltage :	32.5	(V)		
Puissance :	6.5	(kW)	Charge corrigée	(g)
				144
Gaz secondaire				
CO2				
Débit (LPM)	0		Charge base sèche	(g)
				132.48

## Données du chromatographe

0.50 min  
30 sec

H2	11.71
N2	0.23
O2	0.06
CO	8.83
CH4	0.43
CO2	1.74
Éthylène	0.23
Acétylène	0.98
Argon	78.67
	102.88

0.67 min  
40 sec

H2	15.99
N2	0.21
O2	0.05
CO	11.30
CH4	0.57
CO2	2.23
Éthylène	0.34
Acétylène	1.80
Argon	73.96
	106.45

0.83 min  
50 sec

H2	16.10
N2	0.20
O2	0.05
CO	11.05
CH4	0.62
CO2	2.28
Éthylène	0.39
Acétylène	1.87
Argon	67.13
	99.70

1.00 min  
60 sec

H2	16.20
N2	0.20
O2	0.05
CO	11.96
CH4	0.73
CO2	3.17
Éthylène	0.55
Acétylène	2.83
Argon	64.47
	100.15

1.17 min  
70 sec

H2	16.86
N2	0.20
O2	0.05
CO	12.33
CH4	0.86
CO2	4.63
Éthylène	0.71
Acétylène	3.46
Argon	65.21
	104.31

1.33 min  
80 sec

H2	16.04
N2	0.18
O2	0.05
CO	10.70
CH4	1.05
CO2	6.06
Éthylène	1.23
Acétylène	4.84
Argon	60.28
	100.43

1.50 min  
90 sec

H2	15.91
N2	0.17
O2	0.07
CO	9.59
CH4	1.11
CO2	5.00
Éthylène	1.65
Acétylène	5.76
Argon	59.98
	99.24

2.00 min  
120 sec

H2	16.72
N2	0.18
O2	0.05
CO	7.56
CH4	1.17
CO2	2.49
Éthylène	2.31
Acétylène	7.45
Argon	65.90
	103.83

2.50 min  
150 sec

H2	16.45
N2	0.18
O2	0.05
CO	6.45
CH4	1.30
CO2	1.50
Éthylène	2.43
Acétylène	7.86
Argon	66.55
	102.79

3.50 min  
210 sec

H2	15.72
N2	0.19
O2	0.05
CO	5.99
CH4	1.08
CO2	1.11
Éthylène	2.37
Acétylène	7.85
Argon	66.71
	101.07

4.50 min  
270 sec

H2	15.72
N2	0.20
O2	0.05
CO	6.21
CH4	0.88
CO2	0.85
Éthylène	2.02
Acétylène	7.72
Argon	69.85
	103.49

5.50 min  
330 sec

H2	14.61
N2	0.20
O2	0.05
CO	6.14
CH4	0.72
CO2	0.65
Éthylène	1.39
Acétylène	6.91
Argon	71.65
	102.33

7.50 min  
450 sec

II2	9.19
N2	0.23
O2	0.06
CO	4.91
CH4	0.30
CO2	0.29
Ethylène	0.23
Acétylène	1.86
Argon	84.81
	101.87

6.50 min  
390 sec

II2	11.27
N2	0.21
O2	0.06
CO	5.61
CH4	0.39
CO2	0.39
Ethylène	0.45
Acétylène	3.83
Argon	76.19
	98.40

Résultats du GC

Avec Argon

		% volumique				
Temps	II2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	11.71	8.83	0.43	1.74	0.23	0.98
40	15.99	11.30	0.57	2.23	0.34	1.80
50	16.10	11.05	0.62	2.28	0.39	1.87
60	16.20	11.96	0.73	3.17	0.55	2.83
70	16.86	12.33	0.86	4.63	0.71	3.46
80	16.04	10.70	1.05	6.06	1.23	4.84
90	15.91	9.59	1.11	5.00	1.65	5.76
120	16.72	7.56	1.17	2.49	2.31	7.45
150	16.45	6.45	1.30	1.50	2.43	7.86
210	15.72	5.99	1.08	1.11	2.37	7.85
270	15.72	6.21	0.88	0.85	2.02	7.72
330	14.61	6.14	0.72	0.65	1.39	6.91
390	11.27	5.61	0.39	0.39	0.45	3.83
450	9.19	4.91	0.30	0.29	0.23	1.86
						84.81

Sans Argon

		% volumique				
Temps	II2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	48.97	36.92	1.79	7.27	0.95	4.10
40	49.62	35.06	1.76	6.92	1.06	5.58
50	49.83	34.20	1.92	7.06	1.21	5.78
60	45.72	33.75	2.05	8.95	1.56	7.98
70	43.40	31.74	2.20	11.92	1.84	8.90
80	40.18	26.81	2.64	15.18	3.07	12.12
90	40.78	24.59	2.84	12.81	4.22	14.76
120	44.36	20.05	3.10	6.59	6.12	19.77
150	45.70	17.92	3.62	4.17	6.76	21.84
210	46.07	17.56	3.17	3.24	6.95	23.01
270	47.06	18.59	2.65	2.53	6.04	23.13
330	48.03	20.18	2.37	2.12	4.57	22.71
390	51.37	25.58	1.78	1.76	2.06	17.45
450	54.77	29.29	1.77	1.71	1.36	11.10

Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	11.71	8.83	0.43	1.74	0.23	0.98	78.67
30-40	13.85	10.07	0.50	1.98	0.28	1.39	76.31
40-50	16.05	11.18	0.59	2.26	0.37	1.83	70.55
50-60	16.15	11.51	0.67	2.73	0.47	2.35	65.80
60-70	16.53	12.14	0.79	3.90	0.63	3.14	64.84
70-80	16.45	11.52	0.95	5.35	0.97	4.15	62.74
80-90	15.97	10.15	1.08	5.53	1.44	5.30	60.13
90-120	16.32	8.58	1.14	3.74	1.98	6.61	62.94
120-150	16.59	7.00	1.24	1.99	2.37	7.66	66.22
150-210	16.09	6.22	1.19	1.30	2.40	7.86	66.63
210-270	15.72	6.10	0.98	0.98	2.19	7.79	68.28
270-330	15.16	6.17	0.80	0.75	1.70	7.32	70.75
330-390	12.94	5.88	0.56	0.52	0.92	5.37	73.92
390-450	10.23	5.26	0.34	0.34	0.34	2.84	80.50
14.98 8.61 0.81 2.36 1.16 4.61 69.16							

Sans Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	48.97	36.92	1.79	7.27	0.95	4.10
30-40	49.34	35.85	1.78	7.07	1.01	4.95
40-50	49.72	34.63	1.84	6.99	1.13	5.68
50-60	47.68	33.97	1.99	8.05	1.39	6.93
60-70	44.51	32.70	2.13	10.50	1.70	8.46
70-80	41.77	29.24	2.42	13.57	2.46	10.54
80-90	40.47	25.71	2.74	14.01	3.64	13.43
90-120	42.54	22.36	2.97	9.76	5.16	17.22
120-150	45.02	19.01	3.35	5.41	6.43	20.78
150-210	45.88	17.74	3.40	3.72	6.85	22.41
210-270	46.56	18.07	2.91	2.89	6.50	23.07
270-330	47.53	19.35	2.52	2.34	5.34	22.93
330-390	49.43	22.45	2.12	1.97	3.52	20.51
390-450	52.84	27.19	1.77	1.74	1.76	14.70

Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	1.965	1.481	0.072	0.292	0.038	0.164	13.198
30-40	1.269	0.922	0.046	0.182	0.026	0.127	6.990
40-50	1.327	0.924	0.049	0.186	0.030	0.152	5.832
50-60	1.508	1.074	0.063	0.255	0.044	0.219	6.144
60-70	1.308	0.961	0.063	0.309	0.050	0.249	5.129
70-80	1.213	0.849	0.070	0.394	0.072	0.306	4.628
80-90	1.150	0.730	0.078	0.398	0.103	0.381	4.328
90-120	3.843	2.020	0.268	0.881	0.466	1.556	14.825
120-150	3.552	1.500	0.265	0.427	0.508	1.640	14.181
150-210	7.464	2.886	0.553	0.605	1.115	3.645	30.913
210-270	6.816	2.645	0.426	0.423	0.952	3.377	29.608
270-330	6.278	2.556	0.333	0.309	0.706	3.029	29.292
330-390	5.149	2.338	0.221	0.205	0.367	2.137	29.418
390-450	3.741	1.925	0.125	0.123	0.124	1.041	29.452

Total

	46.583	22.813	2.632	4.988	4.600	18.022	223.938	323.576
--	--------	--------	-------	-------	-------	--------	---------	---------

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	Réduction (g)	Réduction %	Taux normalisé
0-30	0.189	1.852	0.052	0.573	0.048	0.191	2.905	0.097	129.58	97.81	0.02
30-40	0.122	1.152	0.033	0.357	0.033	0.148	1.845	0.184	127.73	96.41	0.11
40-50	0.128	1.155	0.035	0.366	0.038	0.176	1.898	0.190	125.83	94.98	0.12
50-60	0.145	1.343	0.045	0.500	0.055	0.255	2.343	0.234	123.49	93.21	0.16
60-70	0.126	1.201	0.045	0.606	0.063	0.289	2.329	0.233	121.16	91.45	0.16
70-80	0.117	1.062	0.050	0.775	0.090	0.356	2.449	0.245	118.71	89.61	0.17
80-90	0.111	0.913	0.056	0.782	0.129	0.443	2.434	0.243	116.28	87.77	0.17
90-120	0.370	2.525	0.192	1.731	0.583	1.809	7.211	0.240	109.07	82.33	0.17
120-150	0.342	1.875	0.189	0.838	0.636	1.906	5.787	0.193	103.28	77.96	0.12
150-210	0.719	3.608	0.396	1.188	1.396	4.237	11.544	0.192	91.73	69.24	0.12
210-270	0.657	3.306	0.305	0.831	1.192	3.925	10.216	0.170	81.52	61.53	0.10
270-330	0.605	3.195	0.238	0.606	0.884	3.521	9.049	0.151	72.47	54.70	0.08
330-390	0.496	2.923	0.158	0.403	0.459	2.484	6.924	0.115	65.55	49.48	0.04
390-450	0.360	2.406	0.090	0.242	0.156	1.210	4.464	0.074	61.08	46.11	0.00

g	4.49	28.52	1.88	9.80	5.76	20.95	71.40
---	------	-------	------	------	------	-------	-------

Bilan sur l'oxygène

CO Mole	CO2 Mole
1.018	0.223

Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole
0.509	0.223

Oxygène réagi Mole
0.732

Masse d'oxygène utilisée  
(g)

23.42
-------

Masse d'oxygène dans la charge  
(g)

31.03
-------

Conversion  
%

75.47
-------

Bilan sur le carbone

CO Mole	CH4 Mole	CO2 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
1.018	0.118	0.223	0.205	0.805

Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole
1.018	0.118	0.223	0.411	1.609

Carbone réagi Mole
3.378

Masse de carbone utilisée  
(g)

40.54
-------

Masse de carbone dans la charge  
(g)

74.76
-------

Conversion  
%

54.23
-------

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
2.08	0.12	0.21	0.80

Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
2.08	0.2350	0.4107	0.8046	3.5299

Masse d'hydrogène utilisée  
(g)

7.12
------

Masse d'hydrogène dans la charge  
(g)

11.60
-------

Conversion  
%

61.35
-------

Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	40.54
Masse d'hydrogène	7.12
Masse d'oxygène	23.42

Totale 71.08

Rapport selon la charge initiale  
%  
53.65

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	34.22
Masse d'hydrogène	4.48
Masse d'oxygène	7.61
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total 61.40

Rapport selon la charge initiale  
%  
46.35

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
49.03

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale  
%  
9.34



Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2	CO	CH4	éthylène	acétylène	somme
	kJ	kJ	kJ	kJ	kJ	kJ
0-30	21.21	18.72	2.58	2.24	9.22	53.97
30-40	13.70	11.65	1.64	1.53	7.14	35.65
40-50	14.32	11.67	1.76	1.78	8.50	38.04
50-60	16.28	13.57	2.25	2.60	12.28	46.98
60-70	14.12	12.14	2.24	2.96	13.93	45.38
70-80	13.10	10.73	2.52	4.23	17.16	47.73
80-90	12.41	9.23	2.79	6.10	21.38	51.91
90-120	41.48	25.52	9.60	27.50	87.21	191.33
120-150	38.35	18.95	9.48	29.98	91.92	188.68
150-210	80.57	36.46	19.82	65.83	204.31	407.00
210-270	73.58	33.42	15.26	56.21	189.27	367.74
270-330	67.77	32.29	11.91	41.68	169.79	323.45
330-390	55.59	29.54	7.92	21.67	119.77	234.49
390-450	40.38	24.32	4.49	7.35	58.34	134.88

2167.22

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
3.58	450	1608750	1.609

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
6.5	450	2925000	2.925

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	1.609
Total	5.349

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.167
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.608
Total	3.775

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.574

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

%
0.579 57.93

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

%
0.325 32.52

# Expérience No.2

Échantillons	Temps (s)	Temps (min)
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	14.6
Parois du réacteur :	18.46
Récupérateur :	9.2
Filtre :	14.17

Total	56.43
-------	-------

## Conditions d'opération

Plasma

Argon  
Débit (L.PM)

30

Ampérage :  
Voltage :  
Puissance :

200

(A)

32.5

(V)

6.5

(kW)

Gaz secondaire  
CO2  
Débit (L.PM)

2.5

Charge

Canola  
(g)  
150

Charge corrigée

(g)  
144

Charge base sèche

(g)  
132.48

0.50 min  
30 sec

H2	5.28
N2	0.26
O2	0.07
CO	7.82
CH4	0.20
CO2	5.99
Ethylène	0.12
Acétylène	0.48
Argon	78.38
	98.60

1.17 min  
70 sec

H2	11.07
N2	0.23
O2	0.06
CO	11.93
CH4	0.40
CO2	5.64
Ethylène	0.24
Acétylène	0.95
Argon	72.73
	103.25

2.50 min  
150 sec

H2	15.28
N2	0.19
O2	0.05
CO	10.03
CH4	1.03
CO2	3.82
Ethylène	2.23
Acétylène	6.26
Argon	61.95
	100.84

0.67 min  
40 sec

H2	7.43
N2	0.22
O2	0.06
CO	8.37
CH4	0.25
CO2	5.15
Ethylène	0.13
Acétylène	0.56
Argon	74.00
	96.17

1.33 min  
80 sec

H2	13.43
N2	0.17
O2	0.05
CO	14.96
CH4	0.81
CO2	7.72
Ethylène	0.85
Acétylène	2.77
Argon	63.45
	104.21

3.50 min  
210 sec

H2	14.31
N2	0.21
O2	0.05
CO	9.86
CH4	0.99
CO2	3.62
Ethylène	2.22
Acétylène	6.61
Argon	65.94
	103.81

0.83 min  
50 sec

H2	8.60
N2	0.19
O2	0.05
CO	10.54
CH4	0.34
CO2	5.91
Ethylène	0.19
Acétylène	0.73
Argon	75.70
	102.24

1.50 min  
90 sec

H2	14.31
N2	0.17
O2	0.05
CO	14.96
CH4	0.81
CO2	7.72
Ethylène	0.85
Acétylène	2.77
Argon	63.45
	105.09

4.50 min  
270 sec

H2	14.24
N2	0.21
O2	0.06
CO	10.62
CH4	0.82
CO2	3.33
Ethylène	1.64
Acétylène	6.06
Argon	65.48
	102.45

1.00 min  
60 sec

H2	9.80
N2	0.23
O2	0.06
CO	11.30
CH4	0.35
CO2	5.95
Ethylène	0.23
Acétylène	0.82
Argon	73.00
	101.74

2.00 min  
120 sec

H2	14.51
N2	0.21
O2	0.06
CO	10.85
CH4	1.08
CO2	4.66
Ethylène	2.11
Acétylène	5.81
Argon	59.86
	99.14

5.50 min  
330 sec

H2	13.08
N2	0.23
O2	0.06
CO	11.30
CH4	0.35
CO2	5.98
Ethylène	0.23
Acétylène	0.82
Argon	72.06
	104.11

Argon LPM 30	CO2 LPM 2.5	Gaz échantillonné	Durée (min)	
			LPM	7.5
			Total (l) 10.875	

comptes 600 tour volume (m3) m3/compte 0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0	0	0	0	0
30	115	123.06	0.021	20.51
40	162	173.36	0.029	28.89
50	199	212.95	0.035	35.49
60	247	264.31	0.044	44.05
70	291	311.40	0.052	51.90
80	331	354.20	0.059	59.03
90	381	407.71	0.068	67.95
120	515	551.10	0.092	91.85
150	640	684.86	0.114	114.14
210	894	956.67	0.159	159.44
270	1140	1219.91	0.203	203.32
330	1390	1487.44	0.248	247.91
390	1613	1726.07	0.288	287.68
450	1820	1947.58	0.325	324.60

Erreur du gaz meter 0.0701 7.01 1.0701

intervalles de temps	(l) corrigé (échant)	Taux (l/s)	
		0	
0-30	21.24	0.708	
30-40	8.62	0.862	
40-50	6.84	0.684	
50-60	8.80	0.880	
60-70	8.09	0.809	
70-80	7.38	0.738	
80-90	9.16	0.916	
90-120	24.62	0.821	
120-150	23.02	0.767	
150-210	46.75	0.779	
210-270	45.32	0.755	
270-330	46.04	0.767	
330-390	41.22	0.687	
390-450	38.37	0.639	
Total		335.47	

Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

3

Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> % moyen	CO % moyen	CH <sub>4</sub> % moyen	CO <sub>2</sub> % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	5.28	7.82	0.20	5.99	0.12	0.48	78.38
30-40	6.36	8.10	0.23	5.57	0.13	0.52	76.19
40-50	8.02	9.46	0.30	5.53	0.16	0.64	74.85
50-60	9.20	10.92	0.35	5.93	0.21	0.77	74.35
60-70	10.43	11.62	0.38	5.79	0.23	0.88	72.86
70-80	12.25	13.44	0.61	6.68	0.55	1.86	68.09
80-90	13.87	14.96	0.81	7.72	0.85	2.77	63.45
90-120	14.41	12.90	0.95	6.19	1.48	4.29	61.65
120-150	14.89	10.44	1.06	4.24	2.17	6.03	60.90
150-210	14.79	9.94	1.01	3.72	2.23	6.44	63.95
210-270	14.28	10.24	0.91	3.48	1.93	6.34	65.71
270-330	13.66	10.96	0.59	4.66	0.93	3.44	68.77
330-390	12.19	12.17	0.42	4.23	0.50	1.07	72.60
390-450	9.39	13.16	0.39	2.23	0.51	1.14	77.00
	11.36	11.15	0.59	5.14	0.86	2.62	69.91

Sans Argon

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> % moyen	CO % moyen	CH <sub>4</sub> % moyen	CO <sub>2</sub> % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	26.56	39.31	0.99	30.13	0.61	2.39
30-40	30.43	38.76	1.08	26.66	0.61	2.47
40-50	33.26	39.25	1.23	22.93	0.67	2.67
50-60	33.60	39.90	1.26	21.65	0.77	2.82
60-70	35.56	39.59	1.28	19.75	0.80	3.02
70-80	34.62	37.99	1.72	18.87	1.54	5.26
80-90	33.85	36.49	1.99	18.83	2.09	6.75
90-120	35.83	32.08	2.36	15.39	3.69	10.66
120-150	38.35	26.88	2.72	10.92	5.60	15.53
150-210	38.80	26.07	2.65	9.75	5.84	16.88
210-270	38.41	27.55	2.44	9.35	5.19	17.05
270-330	39.90	32.01	1.72	13.60	2.73	10.04
330-390	39.86	39.80	1.39	13.83	1.63	3.49
390-450	35.01	49.08	1.46	8.32	1.90	4.23

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> (l)	CO (l)	CH <sub>4</sub> (l)	CO <sub>2</sub> (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	1.12	1.66	0.04	1.27	0.03	0.10	16.64
30-40	0.55	0.70	0.02	0.48	0.01	0.04	6.57
40-50	0.55	0.65	0.02	0.38	0.01	0.04	5.12
50-60	0.81	0.96	0.03	0.52	0.02	0.07	6.54
60-70	0.84	0.94	0.03	0.47	0.02	0.07	5.89
70-80	0.90	0.99	0.04	0.49	0.04	0.14	5.02
80-90	1.27	1.37	0.07	0.71	0.08	0.25	5.81
90-120	3.55	3.18	0.23	1.52	0.37	1.06	15.18
120-150	3.43	2.40	0.24	0.98	0.50	1.39	14.02
150-210	6.92	4.65	0.47	1.74	1.04	3.01	29.89
210-270	6.47	4.64	0.41	1.58	0.87	2.87	29.78
270-330	6.29	5.05	0.27	2.14	0.43	1.58	31.66
330-390	5.03	5.02	0.17	1.74	0.21	0.44	29.93
390-450	3.60	5.05	0.15	0.86	0.20	0.44	29.54

Total

l	41.33	37.25	2.22	14.88	3.82	11.50	231.61	342.61
---	-------	-------	------	-------	------	-------	--------	--------

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> (g)	CO (g)	CH <sub>4</sub> (g)	CO <sub>2</sub> (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux normalisé
0-30	0.108	2.076	0.030	2.501	0.032	0.117	2.408	-0.002	130.07	98.18	0.008
30-40	0.053	0.873	0.014	0.944	0.014	0.052	1.130	0.031	128.94	97.33	0.041
40-50	0.053	0.809	0.014	0.743	0.014	0.051	0.865	0.005	128.08	96.68	0.015
50-60	0.078	1.202	0.022	1.025	0.023	0.079	1.610	0.079	126.47	95.46	0.089
60-70	0.081	1.174	0.022	0.921	0.024	0.083	1.487	0.067	124.98	94.34	0.077
70-80	0.087	1.239	0.032	0.968	0.050	0.160	1.717	0.090	123.26	93.04	0.100
80-90	0.122	1.712	0.053	1.389	0.098	0.295	2.851	0.203	120.41	90.89	0.213
90-120	0.342	3.972	0.167	2.994	0.458	1.227	6.703	0.142	113.71	85.83	0.152
120-150	0.330	3.004	0.174	1.918	0.627	1.614	5.211	0.092	108.50	81.90	0.102
150-210	0.666	5.810	0.339	3.416	1.305	3.498	10.121	0.087	98.38	74.26	0.097
210-270	0.623	5.800	0.294	3.095	1.095	3.339	9.335	0.074	89.04	67.21	0.084
270-330	0.606	6.307	0.194	4.212	0.539	1.840	8.786	0.065	80.25	60.58	0.075
330-390	0.484	6.271	0.125	3.425	0.257	0.512	6.162	0.021	74.09	55.93	0.031
390-450	0.347	6.313	0.108	1.682	0.244	0.506	4.289	-0.010	69.80	52.69	0.000

g	3.98	46.56	1.59	29.23	4.78	13.37	62.68
---	------	-------	------	-------	------	-------	-------

Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
1.663	0.664		0.837		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagie Mole	CO2 réagi mole (l)
0.831	0.664	1.496	0.837	0.659	0.173 3.871
Masse d'oxygène utilisée (g)		Masse d'oxygène dans la charge (g)	Conversion %		
21.07		31.03	67.91		

Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
1.663	0.664	0.099	0.170	0.514		0.837	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
1.663	0.664	0.099	0.341	1.027	3.794	0.837	2.957
Masse de carbone réagie (g)		Masse de carbone dans la charge (g)		Conversion %			
35.48		74.76		47.47			

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
1.84	0.10	0.17	0.51	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
1.84	0.1981	0.3407	0.5136	2.8974
Masse d'hydrogène utilisée (g)		Masse d'hydrogène dans la charge (g)		Conversion %
5.84		11.60		50.36

## Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	35.48
Masse d'hydrogène	5.84
Masse d'oxygène	21.07

Selon la charge initiale

%

47.10

Total 62.40

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	39.27
Masse d'hydrogène	5.76
Masse d'oxygène	9.96
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Rapport selon la charge initiale

%

52.90

Total 70.08

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)

56.43

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale

%

10.30



Rendement énergétique en fonction du temps

Puissance électrique entrée	Rendement du chalumeau	Energie disponible à la sortie du chalumeau
kW		kW
6.5	0.55	3.58

Chaleurs de combustion

Gaz	Supérieur	Inférieur
	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H2	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH4	890.36	802.3
C2H4	1410.99	1322.96
C2H2	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.40	0.70	0.05	0.05	0.19	1.39	3.58	0.390
30-40	0.59	0.88	0.07	0.06	0.25	1.86	3.58	0.520
40-50	0.59	0.82	0.07	0.07	0.25	1.79	3.58	0.502
50-60	0.87	1.21	0.11	0.11	0.38	2.69	3.58	0.752
60-70	0.91	1.19	0.11	0.11	0.40	2.72	3.58	0.761
70-80	0.98	1.25	0.16	0.24	0.77	3.40	3.58	0.950
80-90	1.37	1.73	0.27	0.46	1.42	5.25	3.58	1.469
90-120	1.28	1.34	0.28	0.72	1.97	5.58	3.58	1.562
120-150	1.23	1.01	0.29	0.99	2.59	6.11	3.58	1.710
150-210	1.24	0.98	0.28	1.03	2.81	6.34	3.58	1.774
210-270	1.16	0.98	0.25	0.86	2.68	5.93	3.58	1.659
270-330	1.13	1.06	0.16	0.42	1.48	4.26	3.58	1.191
330-390	0.90	1.06	0.10	0.20	0.41	2.68	3.58	0.749
390-450	0.65	1.06	0.09	0.19	0.41	2.40	3.58	0.671
						3.744		1.047

Chaleur de combustion supérieur

Intervalles de temps (s)	H2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.48	0.70	0.06	0.05	0.20	1.48	3.58	0.414
30-40	0.70	0.88	0.08	0.07	0.26	1.99	3.58	0.556
40-50	0.70	0.82	0.08	0.07	0.25	1.92	3.58	0.538
50-60	1.03	1.21	0.12	0.12	0.39	2.88	3.58	0.805
60-70	1.08	1.19	0.12	0.12	0.42	2.92	3.58	0.817
70-80	1.15	1.25	0.18	0.25	0.80	3.63	3.58	1.016
80-90	1.62	1.73	0.30	0.49	1.47	5.61	3.58	1.570
90-120	1.51	1.34	0.31	0.77	2.04	5.97	3.58	1.669
120-150	1.46	1.01	0.32	1.05	2.68	6.53	3.58	1.826
150-210	1.47	0.98	0.31	1.09	2.91	6.77	3.58	1.893
210-270	1.38	0.98	0.27	0.92	2.78	6.32	3.58	1.768
270-330	1.34	1.06	0.18	0.45	1.53	4.56	3.58	1.276
330-390	1.07	1.06	0.12	0.22	0.43	2.88	3.58	0.806
390-450	0.77	1.06	0.10	0.20	0.42	2.56	3.58	0.715
						4.001		1.119

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	12.11	20.98	1.50	1.52	5.66	41.78
30-40	5.92	8.82	0.70	0.65	2.50	18.58
40-50	5.92	8.17	0.73	0.65	2.46	17.93
50-60	8.74	12.15	1.09	1.09	3.81	26.88
60-70	9.11	11.87	1.09	1.12	4.01	27.20
70-80	9.75	12.53	1.61	2.38	7.69	33.96
80-90	13.72	17.31	2.67	4.62	14.21	52.53
90-120	38.30	40.14	8.36	21.58	59.17	167.55
120-150	37.00	30.36	8.71	29.55	77.82	183.45
150-210	74.66	58.72	16.95	61.52	168.66	380.51
210-270	69.85	58.62	14.74	51.66	161.03	355.89
270-330	67.88	63.75	9.70	25.40	88.74	255.47
330-390	54.24	63.38	6.26	12.13	24.68	160.69
390-450	38.89	63.80	5.38	11.52	24.41	144.00

1866.42

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
3.58	450	1608750	1.609

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
6.5	450	2925000	2.925

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	1.609
Total	5.349

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	1.866
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.850
Total	3.717

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.632

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.534	% 53.35
-------	------------

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.280	% 28.00
-------	------------

## Données du chromatographes

0.50 min  
30 sec

H2	6.01
N2	0.23
O2	0.06
CO	11.06
CH4	0.29
CO2	10.72
Éthylène	0.22
Acétylène	0.67
Argon	69.24
	98.50

0.67 min  
40 sec

H2	9.38
N2	0.23
O2	0.06
CO	14.83
CH4	0.43
CO2	9.92
Éthylène	0.30
Acétylène	0.90
Argon	69.10
	105.13

0.83 min  
50 sec

H2	9.78
N2	0.20
O2	0.05
CO	16.30
CH4	0.48
CO2	8.72
Éthylène	0.34
Acétylène	1.15
Argon	63.22
	100.25

1.00 min  
60 sec

H2	12.21
N2	0.20
O2	0.05
CO	16.78
CH4	0.66
CO2	9.47
Éthylène	0.58
Acétylène	1.80
Argon	59.86
	101.62

1.17 min  
70 sec

H2	11.90
N2	0.18
O2	0.05
CO	16.88
CH4	0.85
CO2	11.11
Éthylène	1.01
Acétylène	2.43
Argon	56.37
	100.78

1.33 min  
80 sec

H2	11.73
N2	0.17
O2	0.04
CO	17.07
CH4	0.95
CO2	9.97
Éthylène	1.25
Acétylène	3.11
Argon	54.01
	98.30

1.50 min  
90 sec

H2	13.38
N2	0.17
O2	0.04
CO	16.33
CH4	1.02
CO2	8.67
Éthylène	1.61
Acétylène	3.78
Argon	55.26
	100.24

2.00 min  
120 sec

H2	12.06
N2	0.15
O2	0.04
CO	15.85
CH4	1.03
CO2	6.71
Éthylène	2.01
Acétylène	4.56
Argon	59.41
	101.83

2.50 min  
150 sec

H2	12.67
N2	0.15
O2	0.04
CO	14.36
CH4	0.93
CO2	5.91
Éthylène	1.98
Acétylène	4.78
Argon	58.68
	99.51

3.50 min  
210 sec

H2	12.37
N2	0.15
O2	0.04
CO	14.32
CH4	0.88
CO2	5.93
Éthylène	1.97
Acétylène	4.75
Argon	58.80
	99.21

4.50 min  
270 sec

H2	10.66
N2	0.13
O2	0.03
CO	14.72
CH4	0.78
CO2	5.89
Éthylène	1.56
Acétylène	4.65
Argon	63.28
	101.70

5.50 min  
330 sec

H2	8.82
N2	0.11
O2	0.03
CO	14.83
CH4	0.59
CO2	5.17
Éthylène	1.05
Acétylène	3.47
Argon	64.07
	98.14

6.50 min  
390 sec

H2	5.16
N2	0.12
O2	0.03
CO	14.81
CH4	0.31
CO2	5.22
Éthylène	0.57
Acétylène	1.39
Argon	70.03
	97.63

7.50 min  
450 sec

H2	3.10
N2	0.13
O2	0.04
CO	13.17
CH4	0.12
CO2	6.82
Éthylène	0.19
Acétylène	0.50
Argon	74.09
	98.16

Résultats du GC

Avec Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	6.01	11.06	0.29	10.72	0.22	0.67	69.24
40	9.38	14.83	0.43	9.92	0.30	0.90	69.10
50	9.78	16.30	0.48	8.72	0.34	1.15	63.22
60	12.21	16.78	0.66	9.47	0.58	1.80	59.86
70	11.90	16.88	0.85	11.11	1.01	2.43	56.37
80	11.73	17.07	0.95	9.97	1.25	3.11	54.01
90	13.38	16.33	1.02	8.67	1.61	3.78	55.26
120	12.06	15.85	1.03	6.71	2.01	4.56	59.41
150	12.67	14.36	0.93	5.91	1.98	4.78	58.68
210	12.37	14.32	0.88	5.93	1.97	4.75	58.80
270	10.66	14.72	0.78	5.89	1.56	4.65	63.28
330	8.82	14.83	0.59	5.17	1.05	3.47	64.07
390	5.16	14.81	0.31	5.22	0.57	1.39	70.03
450	3.10	13.17	0.12	6.82	0.19	0.50	74.09

Sans Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	20.75	38.18	1.01	36.99	0.75	2.31
40	26.24	41.48	1.19	27.75	0.83	2.52
50	26.60	44.33	1.29	23.72	0.93	3.14
60	29.42	40.43	1.60	22.81	1.41	4.34
70	26.93	38.20	1.92	25.16	2.29	5.51
80	26.61	38.73	2.16	22.62	2.83	7.05
90	29.88	36.47	2.27	19.36	3.59	8.43
120	28.57	37.54	2.45	15.88	4.76	10.80
150	31.18	35.35	2.29	14.55	4.87	11.76
210	30.76	35.60	2.18	14.75	4.90	11.81
270	27.86	38.47	2.05	15.38	4.09	12.15
330	26.00	43.71	1.73	15.24	3.09	10.23
390	18.79	53.93	1.14	19.02	2.07	5.05
450	12.98	55.08	0.51	28.53	0.78	2.11

# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	6.01	11.06	0.29	10.72	0.22	0.67	69.24
30-40	7.70	12.94	0.36	10.32	0.26	0.78	69.17
40-50	9.58	15.56	0.45	9.32	0.32	1.03	66.16
50-60	11.00	16.54	0.57	9.09	0.46	1.48	61.54
60-70	12.05	16.83	0.76	10.29	0.80	2.12	58.12
70-80	11.81	16.97	0.90	10.54	1.13	2.77	55.19
80-90	12.56	16.70	0.98	9.32	1.43	3.44	54.63
90-120	12.72	16.09	1.02	7.69	1.81	4.17	57.33
120-150	12.37	15.11	0.98	6.31	2.00	4.67	59.04
150-210	12.52	14.34	0.90	5.92	1.98	4.77	58.74
210-270	11.52	14.52	0.83	5.91	1.77	4.70	61.04
270-330	9.74	14.77	0.68	5.53	1.31	4.06	63.68
330-390	6.99	14.82	0.45	5.20	0.81	2.43	67.05
390-450	4.13	13.99	0.22	6.02	0.38	0.95	72.06
	10.05	15.02	0.67	8.01	1.05	2.72	62.36

## Sans Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	20.75	38.18	1.01	36.99	0.75	2.31
30-40	23.78	40.00	1.11	31.89	0.79	2.43
40-50	26.42	42.93	1.24	25.70	0.88	2.83
50-60	28.09	42.26	1.45	23.23	1.18	3.78
60-70	28.13	39.28	1.76	24.02	1.86	4.94
70-80	26.77	38.46	2.04	23.89	2.56	6.28
80-90	28.26	37.59	2.21	20.98	3.21	7.75
90-120	29.25	36.99	2.36	17.67	4.16	9.58
120-150	29.85	36.46	2.37	15.23	4.82	11.27
150-210	30.98	35.47	2.23	14.65	4.88	11.79
210-270	29.35	37.00	2.11	15.06	4.50	11.98
270-330	26.98	40.93	1.90	15.32	3.62	11.25
330-390	22.78	48.28	1.47	16.93	2.63	7.91
390-450	16.09	54.46	0.85	23.45	1.47	3.68

Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	1.28	2.35	0.06	2.28	0.05	0.14	14.70
30-40	0.60	1.00	0.03	0.80	0.02	0.06	5.35
40-50	0.76	1.23	0.04	0.74	0.03	0.08	5.23
50-60	1.09	1.63	0.06	0.90	0.05	0.15	6.08
60-70	1.06	1.48	0.07	0.91	0.07	0.19	5.12
70-80	1.04	1.49	0.08	0.93	0.10	0.24	4.86
80-90	1.37	1.83	0.11	1.02	0.16	0.38	5.98
90-120	3.13	3.96	0.25	1.89	0.45	1.03	14.12
120-150	3.18	3.88	0.25	1.62	0.51	1.20	15.17
150-210	6.59	7.55	0.48	3.12	1.04	2.51	30.92
210-270	5.71	7.20	0.41	2.93	0.88	2.33	30.28
270-330	4.76	7.22	0.33	2.70	0.64	1.98	31.13
330-390	3.18	6.74	0.20	2.36	0.37	1.10	30.51
390-450	1.70	5.74	0.09	2.47	0.15	0.39	29.58

								Total
l	35.44	53.32	2.46	24.66	4.50	11.78	229.01	361.17

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux corrigé
0-30	0.123	2.936	0.045	4.472	0.058	0.165	2.887	-0.068	129.59	97.82	0.044
30-40	0.057	1.251	0.020	1.567	0.025	0.071	1.354	-0.028	128.24	96.80	0.084
40-50	0.073	1.539	0.026	1.448	0.032	0.094	1.575	-0.006	126.66	95.61	0.106
50-60	0.105	2.041	0.040	1.764	0.057	0.170	2.539	0.090	124.13	93.69	0.202
60-70	0.102	1.852	0.048	1.780	0.088	0.217	2.448	0.081	121.68	91.85	0.193
70-80	0.100	1.868	0.057	1.823	0.125	0.284	2.619	0.098	119.06	89.87	0.210
80-90	0.132	2.285	0.077	2.004	0.196	0.438	3.494	0.186	115.56	87.23	0.298
90-120	0.302	4.953	0.181	3.719	0.558	1.193	5.993	0.036	109.57	82.71	0.148
120-150	0.306	4.852	0.181	3.185	0.642	1.395	5.649	0.025	103.92	78.44	0.137
150-210	0.635	9.437	0.340	6.124	1.302	2.915	10.930	0.018	92.99	70.19	0.130
210-270	0.550	9.003	0.295	5.759	1.097	2.710	9.591	-0.004	83.40	62.95	0.108
270-330	0.459	9.029	0.240	5.310	0.800	2.307	8.321	-0.025	75.08	56.67	0.087
330-390	0.306	8.429	0.147	4.646	0.461	1.284	5.449	-0.073	69.63	52.56	0.039
390-450	0.163	7.176	0.064	4.855	0.194	0.451	3.080	-0.112	66.55	50.24	0.000

g	3.41	66.65	1.76	48.46	5.63	13.69	65.93				
---	------	-------	------	-------	------	-------	-------	--	--	--	--

### Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
2.380	1.101		1.674		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagi Mole	CO2 réagi mole (l)
1.190	1.101	2.291	1.674	0.617	0.573 12.837
Masse d'oxygène utilisée (g)		Masse d'oxygène dans la charge (g)	Conversion %		
19.75		31.03	63.63		

### Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
2.380	1.101	0.110	0.201	0.526		1.674	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
2.380	1.101	0.110	0.402	1.052	5.044	1.674	3.370
Masse de carbone réagi (g)		Masse de carbone dans la charge (g)		Conversion %			
40.44		74.76		54.10			

### Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
1.58	0.11	0.20	0.53	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
1.58	0.2193	0.4016	0.5259	2.7291
Masse d'hydrogène utilisée (g)		Masse d'hydrogène dans la charge (g)		Conversion %
5.50		11.60		47.43

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.54	0.99	0.08	0.10	0.27	1.99	3.58	0.556
30-40	0.76	1.26	0.11	0.12	0.35	2.61	3.58	0.730
40-50	0.97	1.56	0.14	0.16	0.47	3.29	3.58	0.921
50-60	1.39	2.06	0.22	0.29	0.85	4.81	3.58	1.344
60-70	1.35	1.87	0.26	0.44	1.08	5.01	3.58	1.402
70-80	1.33	1.89	0.31	0.63	1.42	5.57	3.58	1.558
80-90	1.75	2.31	0.43	0.98	2.19	7.66	3.58	2.143
90-120	1.33	1.67	0.33	0.94	1.98	6.26	3.58	1.750
120-150	1.35	1.63	0.33	1.08	2.32	6.72	3.58	1.879
150-210	1.40	1.59	0.31	1.09	2.43	6.82	3.58	1.909
210-270	1.21	1.52	0.27	0.92	2.25	6.18	3.58	1.728
270-330	1.01	1.52	0.22	0.67	1.92	5.35	3.58	1.495
330-390	0.68	1.42	0.14	0.39	1.07	3.69	3.58	1.031
390-450	0.36	1.21	0.06	0.16	0.38	2.17	3.58	0.606
						4.87		1.36



Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	13.78	29.68	2.24	2.73	7.96	56.38
30-40	6.42	12.64	1.00	1.17	3.40	24.64
40-50	8.18	15.55	1.28	1.49	4.55	31.05
50-60	11.72	20.63	2.01	2.69	8.18	45.23
60-70	11.45	18.71	2.38	4.15	10.45	47.15
70-80	11.22	18.88	2.83	5.88	13.68	52.49
80-90	14.83	23.09	3.85	9.23	21.12	72.12
90-120	33.82	50.06	9.04	26.31	57.53	176.74
120-150	34.31	49.04	9.03	30.27	67.26	189.91
150-210	71.16	95.38	17.02	61.40	140.59	385.54
210-270	61.67	90.99	14.74	51.76	130.68	349.84
270-330	51.40	91.26	11.99	37.72	111.26	303.63
330-390	34.34	85.19	7.34	21.73	61.93	210.53
390-450	18.31	72.53	3.20	9.15	21.75	124.93

2070.19

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
3.58	450	1608750	1.609

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
6.5	450	2925000	2.925

Entrées

MJ	
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	1.609
Total	5.349

Sorties

MJ	
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.070
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.814
Total	3.885

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.464

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

%
0.586
58.57

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

%
0.311
31.06

# Expérience No.4

Échantillons	Temps (s)	Temps (min)
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	11.08
Parois du réacteur :	16.97
Récupérateur :	14.8
Filtre :	11.83

Total	54.68
-------	-------

## Conditions d'opération

Plasma

Argon

Débit (L.PM) 30

Ampérage : 200 (A)

Voltage : 32.5 (V)

Puissance : 6.5 (kW)

Gaz secondaire

CO2

Débit (L.PM) 10

Charge

Canola

(g)

150

Charge corrigée

(g)

144

Charge base sèche

(g)

132.48

## Données du chromatographes

0.50 min  
30 sec

H2	3.13
N2	0.20
O2	0.05
CO	11.04
CH4	0.23
CO2	20.43
Éthylène	0.15
Acétylène	0.39
Argon	63.68
	99.30

0.67 min  
40 sec

H2	4.95
N2	0.20
O2	0.05
CO	14.69
CH4	0.26
CO2	18.94
Éthylène	0.24
Acétylène	0.51
Argon	64.01
	103.84

0.83 min  
50 sec

H2	5.04
N2	0.19
O2	0.05
CO	14.88
CH4	0.29
CO2	17.35
Éthylène	0.24
Acétylène	0.60
Argon	59.91
	98.55

1.00 min  
60 sec

H2	7.29
N2	0.19
O2	0.05
CO	18.13
CH4	0.47
CO2	17.06
Éthylène	0.44
Acétylène	1.03
Argon	56.59
	101.23

1.17 min  
70 sec

H2	7.99
N2	0.17
O2	0.05
CO	20.00
CH4	0.73
CO2	18.34
Éthylène	0.82
Acétylène	1.67
Argon	53.54
	103.29

1.33 min  
80 sec

H2	9.24
N2	0.15
O2	0.04
CO	20.38
CH4	0.88
CO2	16.29
Éthylène	1.22
Acétylène	2.28
Argon	51.07
	101.54

1.50 min  
90 sec

H2	9.32
N2	0.12
O2	0.03
CO	19.33
CH4	0.94
CO2	14.30
Éthylène	1.56
Acétylène	2.71
Argon	50.81
	99.13

2.00 min  
120 sec

H2	11.10
N2	0.15
O2	0.04
CO	19.24
CH4	0.93
CO2	12.05
Éthylène	1.98
Acétylène	3.31
Argon	51.68
	100.49

2.50 min  
150 sec

H2	10.51
N2	0.16
O2	0.04
CO	18.79
CH4	0.88
CO2	11.95
Éthylène	1.94
Acétylène	3.42
Argon	53.12
	100.82

3.50 min  
210 sec

H2	8.97
N2	0.16
O2	0.04
CO	18.00
CH4	0.78
CO2	13.59
Éthylène	1.88
Acétylène	3.39
Argon	56.19
	103.00

4.50 min  
270 sec

H2	8.16
N2	0.14
O2	0.04
CO	17.51
CH4	0.69
CO2	13.15
Éthylène	1.50
Acétylène	3.06
Argon	57.79
	102.03

5.50 min  
330 sec

H2	6.51
N2	0.13
O2	0.03
CO	17.46
CH4	0.51
CO2	12.77
Éthylène	1.06
Acétylène	2.17
Argon	58.69
	99.33

6.50 min  
390 sec

H2	3.90
N2	0.17
O2	0.05
CO	16.85
CH4	0.21
CO2	15.12
Éthylène	0.40
Acétylène	0.83
Argon	62.12
	99.65

7.50 min  
450 sec

H2	1.31
N2	0.19
O2	0.05
CO	12.25
CH4	0.11
CO2	18.53
Éthylène	0.18
Acétylène	0.27
Argon	68.27
	101.18

#### Résultats du GC

Avec Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	3.13	11.04	0.23	20.43	0.15	0.39	63.68
40	4.95	14.69	0.26	18.94	0.24	0.51	64.01
50	5.04	14.88	0.29	17.35	0.24	0.60	59.91
60	7.29	18.13	0.47	17.06	0.44	1.03	56.59
70	7.99	20.00	0.73	18.34	0.82	1.67	53.54
80	9.24	20.38	0.88	16.29	1.22	2.28	51.07
90	9.32	19.33	0.94	14.30	1.56	2.71	50.81
120	11.10	19.24	0.93	12.05	1.98	3.31	51.68
150	10.51	18.79	0.88	11.95	1.94	3.42	53.12
210	8.97	18.00	0.78	13.59	1.88	3.39	56.19
270	8.16	17.51	0.69	13.15	1.50	3.06	57.79
330	6.51	17.46	0.51	12.77	1.06	2.17	58.69
390	3.90	16.85	0.21	15.12	0.40	0.83	62.12
450	1.31	12.25	0.11	18.53	0.18	0.27	68.27

Sans Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	8.84	31.22	0.66	57.77	0.41	1.09
40	12.50	37.11	0.65	47.85	0.60	1.29
50	13.13	38.74	0.75	45.19	0.63	1.56
60	16.42	40.82	1.06	38.41	0.99	2.31
70	16.12	40.37	1.47	37.03	1.65	3.36
80	18.37	40.54	1.75	32.39	2.42	4.53
90	19.36	40.13	1.96	29.69	3.24	5.63
120	22.84	39.58	1.91	24.79	4.08	6.81
150	22.13	39.56	1.85	25.17	4.09	7.19
210	19.25	38.61	1.68	29.15	4.04	7.27
270	18.52	39.73	1.56	29.84	3.40	6.96
330	16.08	43.14	1.25	31.56	2.62	5.36
390	10.44	45.17	0.57	40.51	1.08	2.23
450	4.02	37.51	0.35	56.73	0.56	0.82

Données du compteur à gaz

comptes

600

tour

1

volume (m3)

0.1

m3/compte

0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	111	118.78	0.020	19.80
40	160	171.22	0.029	28.54
50	210	224.72	0.037	37.45
60	272	291.07	0.049	48.51
70	320	342.43	0.057	57.07
80	370	395.94	0.066	65.99
90	422	451.58	0.075	75.26
120	590	631.36	0.105	105.23
150	755	807.93	0.135	134.65
210	1034	1106.48	0.184	184.41
270	1338	1431.79	0.239	238.63
330	1623	1736.77	0.289	289.46
390	1894	2026.77	0.338	337.79
450	2141	2291.08	0.382	381.85

Erreur du gaz meter

%

0.0701

7.01

1.0701

Argon	CO2	Gaz	Durée (min)	7.5
LPM	LPM	échantillonné	LPM	Total (l)
30	10		1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé (échant)	Taux (l/s)
		0
0-30	20.52	0.684
30-40	8.98	0.898
40-50	9.16	0.916
50-60	11.30	1.130
60-70	8.80	0.880
70-80	9.16	0.916
80-90	9.52	0.952
90-120	30.69	1.023
120-150	30.15	1.005
150-210	51.21	0.853
210-270	55.67	0.928
270-330	52.28	0.871
330-390	49.78	0.830
390-450	45.50	0.758

Total	392.72
-------	--------

# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	3.13	11.04	0.23	20.43	0.15	0.39	63.68
30-40	4.04	12.86	0.25	19.68	0.19	0.45	63.85
40-50	4.99	14.78	0.27	18.15	0.24	0.55	61.96
50-60	6.17	16.50	0.38	17.21	0.34	0.81	58.25
60-70	7.64	19.06	0.60	17.70	0.63	1.35	55.06
70-80	8.61	20.19	0.80	17.31	1.02	1.97	52.31
80-90	9.28	19.85	0.91	15.29	1.39	2.49	50.94
90-120	10.21	19.29	0.94	13.18	1.77	3.01	51.24
120-150	10.81	19.02	0.91	12.00	1.96	3.36	52.40
150-210	9.74	18.39	0.83	12.77	1.91	3.40	54.66
210-270	8.57	17.75	0.73	13.37	1.69	3.23	56.99
270-330	7.34	17.48	0.60	12.96	1.28	2.62	58.24
330-390	5.20	17.16	0.36	13.95	0.73	1.50	60.40
390-450	2.61	14.55	0.16	16.82	0.29	0.55	65.19
	7.02	16.99	0.57	15.77	0.97	1.83	57.51

## Sans Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	8.84	31.22	0.66	57.77	0.41	1.09
30-40	10.77	34.33	0.66	52.53	0.51	1.20
40-50	12.81	37.91	0.70	46.54	0.62	1.42
50-60	14.89	39.85	0.91	41.55	0.82	1.96
60-70	16.26	40.58	1.27	37.68	1.34	2.87
70-80	17.25	40.45	1.61	34.69	2.04	3.95
80-90	18.85	40.34	1.85	31.07	2.82	5.07
90-120	21.10	39.85	1.94	27.23	3.66	6.22
120-150	22.49	39.57	1.88	24.98	4.08	7.00
150-210	20.71	39.09	1.77	27.14	4.06	7.23
210-270	18.90	39.15	1.62	29.48	3.73	7.11
270-330	17.35	41.36	1.41	30.66	3.03	6.19
330-390	13.38	44.11	0.93	35.85	1.88	3.86
390-450	7.45	41.59	0.47	48.08	0.84	1.57

Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	0.64	2.27	0.05	4.19	0.03	0.08	13.07
30-40	0.36	1.16	0.02	1.77	0.02	0.04	5.73
40-50	0.46	1.35	0.02	1.66	0.02	0.05	5.68
50-60	0.70	1.86	0.04	1.94	0.04	0.09	6.58
60-70	0.67	1.68	0.05	1.56	0.06	0.12	4.85
70-80	0.79	1.85	0.07	1.59	0.09	0.18	4.79
80-90	0.88	1.89	0.09	1.46	0.13	0.24	4.85
90-120	3.13	5.92	0.29	4.04	0.54	0.92	15.72
120-150	3.26	5.73	0.27	3.62	0.59	1.01	15.80
150-210	4.99	9.42	0.43	6.54	0.98	1.74	27.99
210-270	4.77	9.88	0.41	7.44	0.94	1.80	31.72
270-330	3.84	9.14	0.31	6.78	0.67	1.37	30.45
330-390	2.59	8.54	0.18	6.94	0.36	0.75	30.07
390-450	1.19	6.62	0.07	7.66	0.13	0.25	29.66

Total

	28.26	67.31	2.31	57.18	4.61	8.64	226.96	395.28
--	-------	-------	------	-------	------	------	--------	--------

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux normalisé
0-30	0.062	2.832	0.034	8.236	0.037	0.092	1.469	-0.278	131.01	98.89	0.000
30-40	0.035	1.444	0.016	3.473	0.022	0.047	1.761	-0.151	129.25	97.56	0.127
40-50	0.044	1.692	0.018	3.265	0.028	0.059	1.832	-0.144	127.42	96.18	0.134
50-60	0.067	2.331	0.031	3.820	0.048	0.107	3.129	-0.015	124.29	93.82	0.263
60-70	0.065	2.098	0.038	3.061	0.069	0.138	2.194	-0.108	122.10	92.16	0.170
70-80	0.076	2.311	0.053	3.116	0.117	0.210	2.608	-0.067	119.49	90.19	0.211
80-90	0.085	2.362	0.062	2.859	0.166	0.276	2.535	-0.074	116.95	88.28	0.204
90-120	0.302	7.398	0.206	7.945	0.681	1.074	7.781	-0.068	109.17	82.41	0.210
120-150	0.314	7.167	0.195	7.111	0.741	1.179	6.884	-0.098	102.29	77.21	0.180
150-210	0.481	11.773	0.305	12.849	1.226	2.024	9.011	-0.177	93.28	70.41	0.101
210-270	0.459	12.352	0.293	14.620	1.179	2.087	11.343	-0.138	81.93	61.85	0.140
270-330	0.369	11.426	0.223	13.313	0.838	1.590	8.112	-0.192	73.82	55.72	0.086
330-390	0.250	10.677	0.128	13.640	0.456	0.868	6.372	-0.221	67.45	50.91	0.057
390-450	0.114	8.278	0.054	15.041	0.167	0.291	4.298	-0.256	63.15	47.67	0.022

g	2.72	84.14	1.66	112.35	5.77	10.04	69.33
---	------	-------	------	--------	------	-------	-------

Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	41.95
Masse d'hydrogène	4.57
Masse d'oxygène	22.63

Total 69.14

Selon la charge initiale  
%  
52.19

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	32.81
Masse d'hydrogène	7.03
Masse d'oxygène	8.41
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total 63.34

Rapport selon la charge initiale  
%  
47.81

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
54.68

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale  
%  
6.54



	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

Intervalles de temps (s)	II2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.23	0.95	0.06	0.06	0.15	1.45	3.58	0.405
30-40	0.39	1.46	0.08	0.10	0.23	2.26	3.58	0.631
40-50	0.49	1.71	0.09	0.13	0.28	2.71	3.58	0.758
50-60	0.75	2.36	0.15	0.23	0.51	4.00	3.58	1.120
60-70	0.73	2.12	0.19	0.33	0.66	4.02	3.58	1.126
70-80	0.85	2.34	0.26	0.55	1.01	5.01	3.58	1.403
80-90	0.95	2.39	0.31	0.78	1.33	5.76	3.58	1.612
90-120	1.13	2.49	0.34	1.07	1.73	6.76	3.58	1.891
120-150	1.17	2.41	0.33	1.16	1.89	6.97	3.58	1.951
150-210	0.90	1.98	0.25	0.96	1.63	5.73	3.58	1.602
210-270	0.86	2.08	0.24	0.93	1.68	5.79	3.58	1.619
270-330	0.69	1.92	0.19	0.66	1.28	4.74	3.58	1.325
330-390	0.47	1.80	0.11	0.36	0.70	3.43	3.58	0.959
390-450	0.21	1.39	0.04	0.13	0.23	2.02	3.58	0.564
						4.33		1.21

Intervall de temps (s)	H2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.27	0.95	0.06	0.06	0.15	1.51	3.58	0.421
30-40	0.46	1.46	0.09	0.11	0.23	2.35	3.58	0.658
40-50	0.58	1.71	0.10	0.14	0.29	2.83	3.58	0.791
50-60	0.89	2.36	0.17	0.24	0.53	4.19	3.58	1.172
60-70	0.86	2.12	0.21	0.35	0.69	4.22	3.58	1.181
70-80	1.01	2.34	0.29	0.59	1.05	5.27	3.58	1.474
80-90	1.13	2.39	0.34	0.83	1.38	6.07	3.58	1.697
90-120	1.33	2.49	0.38	1.14	1.79	7.13	3.58	1.996
120-150	1.39	2.41	0.36	1.24	1.96	7.37	3.58	2.061
150-210	1.06	1.98	0.28	1.03	1.68	6.04	3.58	1.689
210-270	1.01	2.08	0.27	0.99	1.74	6.09	3.58	1.704
270-330	0.82	1.92	0.21	0.70	1.32	4.97	3.58	1.391
330-390	0.55	1.80	0.12	0.38	0.72	3.57	3.58	0.999
390-450	0.25	1.39	0.05	0.14	0.24	2.08	3.58	0.581
						4.55		1.27

# Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

## Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	6.92	28.62	1.73	1.76	4.43	43.46
30-40	3.91	14.59	0.79	1.02	2.25	22.57
40-50	4.94	17.11	0.89	1.31	2.85	27.09
50-60	7.52	23.56	1.53	2.28	5.15	40.04
60-70	7.26	21.20	1.89	3.26	6.64	40.25
70-80	8.51	23.36	2.64	5.51	10.12	50.14
80-90	9.53	23.87	3.11	7.81	13.30	57.62
90-120	33.83	74.77	10.30	32.09	51.80	202.79
120-150	35.18	72.44	9.78	34.95	56.85	209.19
150-210	53.85	118.99	15.27	57.83	97.61	343.56
210-270	51.49	124.84	14.65	55.58	100.65	347.21
270-330	41.40	115.48	11.17	39.51	76.69	284.25
330-390	27.96	107.91	6.43	21.50	41.85	205.66
390-450	12.80	83.66	2.68	7.89	14.03	121.05

1994.87

## Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

## Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
3.58	450	1608750	1.609

## Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
6.5	450	2925000	2.925

## Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	1.609
Total	5.349

## Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	1.995
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.793
Total	3.788

	MJ
Bilan (Entrées-sorties)	1.561

## Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

	%
0.561	56.10

## Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

	%
0.299	29.93

# Expérience No.1

Échantillons	Temps (s)	Temps (min)
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	15.78
Parois du réacteur :	9.1
Récupérateur :	5.5
Filtre :	11.7

Total	42.08
-------	-------

## Conditions d'opération

Plasma

Argon  
Débit (LPM)

30

Charge

Canola  
(g)  
150

Ampérage : 250 (A)  
Voltage : 37.5 (V)  
Puissance : 9.375 (kW)

Charge corrigée

(g)

Gaz secondaire  
CO2

144

Débit (LPM)

0

Charge base sèche

(g)

132.48

0.50 min  
30 sec

H2	15.68
N2	0.10
O2	0.03
CO	10.63
CH4	0.62
CO2	1.95
Éthylène	0.40
Acétylène	1.89
Argon	67.89
	99.18

1.17 min  
70 sec

H2	19.20
N2	0.06
O2	0.02
CO	13.59
CH4	1.12
CO2	5.48
Éthylène	1.24
Acétylène	5.25
Argon	52.84
	98.80

2.50 min  
150 sec

H2	18.03
N2	0.08
O2	0.02
CO	7.29
CH4	1.19
CO2	1.32
Éthylène	2.44
Acétylène	8.87
Argon	62.22
	101.46

0.67 min  
40 sec

H2	19.83
N2	0.09
O2	0.02
CO	14.20
CH4	0.80
CO2	2.39
Éthylène	0.57
Acétylène	2.60
Argon	63.14
	103.63

1.33 min  
80 sec

H2	19.51
N2	0.07
O2	0.02
CO	13.02
CH4	1.29
CO2	4.80
Éthylène	1.82
Acétylène	6.76
Argon	55.02
	102.31

3.50 min  
210 sec

H2	18.80
N2	0.08
O2	0.02
CO	7.19
CH4	0.96
CO2	0.90
Éthylène	1.71
Acétylène	8.66
Argon	62.03
	100.34

0.83 min  
50 sec

H2	21.01
N2	0.08
O2	0.02
CO	15.44
CH4	0.90
CO2	2.83
Éthylène	0.67
Acétylène	3.19
Argon	61.38
	105.53

1.50 min  
90 sec

H2	19.83
N2	0.12
O2	0.07
CO	11.49
CH4	1.31
CO2	3.56
Éthylène	2.17
Acétylène	7.43
Argon	56.69
	102.67

4.50 min  
270 sec

H2	17.42
N2	0.08
O2	0.02
CO	7.68
CH4	0.76
CO2	0.66
Éthylène	1.21
Acétylène	7.57
Argon	67.21
	102.60

1.00 min  
60 sec

H2	19.48
N2	0.07
O2	0.02
CO	14.13
CH4	1.02
CO2	3.84
Éthylène	0.91
Acétylène	4.60
Argon	56.31
	100.39

2.00 min  
120 sec

H2	18.56
N2	0.08
O2	0.02
CO	7.67
CH4	1.27
CO2	1.75
Éthylène	2.37
Acétylène	8.50
Argon	62.21
	102.42

5.50 min  
330 sec

H2	14.60
N2	0.08
O2	0.02
CO	7.56
CH4	0.52
CO2	0.42
Éthylène	0.53
Acétylène	4.63
Argon	73.51
	101.87

6.50 min  
390 sec

7.50 min  
450 sec

H2	9.60
N2	0.08
O2	0.02
CO	5.51
CH4	0.29
CO2	0.26
Éthylène	0.20
Acétylène	2.08
Argon	80.50
	98.54

H2	5.09
N2	0.07
O2	0.02
CO	2.25
CH4	0.11
CO2	0.00
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	88.70
	96.24

#### Résultats du GC

Avec Argon

		% volumique					
Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	15.68	10.63	0.62	1.95	0.40	1.89	67.89
40	19.83	14.20	0.80	2.39	0.57	2.60	63.14
50	21.01	15.44	0.90	2.83	0.67	3.19	61.38
60	19.48	14.13	1.02	3.84	0.91	4.60	56.31
70	19.20	13.59	1.12	5.48	1.24	5.25	52.84
80	19.51	13.02	1.29	4.80	1.82	6.76	55.02
90	19.83	11.49	1.31	3.56	2.17	7.43	56.69
120	18.56	7.67	1.27	1.75	2.37	8.50	62.21
150	18.03	7.29	1.19	1.32	2.44	8.87	62.22
210	18.80	7.19	0.96	0.90	1.71	8.66	62.03
270	17.42	7.68	0.76	0.66	1.21	7.57	67.21
330	14.60	7.56	0.52	0.42	0.53	4.63	73.51
390	9.60	5.51	0.29	0.26	0.20	2.08	80.50
450	5.09	2.25	0.11	0.00	0.00	0.00	88.70

Sans Argon

		% volumique					
Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	
0	0	0	0	0	0	0	
30	50.31	34.10	1.97	6.27	1.29	6.05	
40	49.11	35.16	1.97	5.91	1.42	6.44	
50	47.69	35.06	2.04	6.43	1.53	7.25	
60	44.29	32.12	2.31	8.74	2.07	10.47	
70	41.85	29.61	2.44	11.94	2.71	11.45	
80	41.33	27.59	2.73	10.16	3.86	14.33	
90	43.30	25.09	2.87	7.78	4.74	16.23	
120	46.25	19.13	3.17	4.36	5.91	21.18	
150	46.06	18.63	3.04	3.36	6.25	22.66	
210	49.19	18.82	2.51	2.35	4.48	22.66	
270	49.34	21.76	2.16	1.86	3.44	21.44	
330	51.68	26.74	1.84	1.50	1.87	16.37	
390	53.50	30.75	1.59	1.44	1.11	11.61	
450	68.40	30.18	1.43	0.00	0.00	0.00	

## Données du compteur à gaz

comptes 600 tour 1 volume (m3) 0.1 m3/compte 0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	111	118.78	0.020	19.80
40	161	172.29	0.029	28.71
50	215	230.07	0.038	38.35
60	280	299.63	0.050	49.94
70	340	363.83	0.061	60.64
80	390	417.34	0.070	69.56
90	436	466.56	0.078	77.76
120	582	622.80	0.104	103.80
150	730	781.17	0.130	130.20
210	1021	1092.57	0.182	182.10
270	1269	1357.96	0.226	226.33
330	1479	1582.68	0.264	263.78
390	1657	1773.16	0.296	295.53
450	1825	1952.93	0.325	325.49

Erreur du gaz meter  
%

0.0701 7.01  
1.0701

Argon	CO2	Gaz	Durée (min)	7.5
LPM 30	LPM 0	échantillonné	LPM 1.45	Total (l) 10.875

intervalles de temps	(l) corrigé (échant)	Taux (l/s)
0-30	20.52	0
30-40	9.16	0.684
40-50	9.87	0.916
50-60	11.83	0.987
60-70	10.94	1.183
70-80	9.16	1.094
80-90	8.45	0.916
90-120	26.76	0.845
120-150	27.12	0.892
150-210	53.35	0.904
210-270	45.68	0.889
270-330	38.90	0.761
330-390	33.20	0.648
390-450	31.41	0.553

Total	336.36
-------	--------

Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	15.68	10.63	0.62	1.95	0.40	1.89	67.89
30-40	17.76	12.41	0.71	2.17	0.49	2.24	65.51
40-50	20.42	14.82	0.85	2.61	0.62	2.90	62.26
50-60	20.24	14.79	0.96	3.34	0.79	3.90	58.85
60-70	19.34	13.86	1.07	4.66	1.08	4.93	54.57
70-80	19.36	13.30	1.20	5.14	1.53	6.01	53.93
80-90	19.67	12.25	1.30	4.18	2.00	7.10	55.85
90-120	19.19	9.58	1.29	2.66	2.27	7.96	59.45
120-150	18.29	7.48	1.23	1.53	2.41	8.68	62.21
150-210	18.41	7.24	1.08	1.11	2.08	8.77	62.12
210-270	18.11	7.44	0.86	0.78	1.46	8.11	64.62
270-330	16.01	7.62	0.64	0.54	0.87	6.10	70.36
330-390	12.10	6.54	0.40	0.34	0.36	3.35	77.01
390-450	7.34	3.88	0.20	0.13	0.10	1.04	84.60
	17.28	10.13	0.89	2.22	1.18	5.21	64.23

Sans argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	50.31	34.10	1.97	6.27	1.29	6.05
30-40	49.63	34.70	1.97	6.07	1.36	6.27
40-50	48.37	35.11	2.01	6.18	1.47	6.86
50-60	45.99	33.59	2.18	7.58	1.80	8.86
60-70	43.05	30.84	2.38	10.37	2.39	10.97
70-80	41.59	28.59	2.58	11.04	3.29	12.91
80-90	42.30	26.36	2.80	8.99	4.29	15.26
90-120	44.68	22.30	3.01	6.18	5.28	18.54
120-150	46.16	18.88	3.11	3.87	6.07	21.91
150-210	47.60	18.72	2.78	2.86	5.37	22.66
210-270	49.26	20.23	2.34	2.11	3.98	22.08
270-330	50.38	23.98	2.02	1.70	2.74	19.19
330-390	52.39	28.30	1.75	1.47	1.57	14.52
390-450	57.87	30.58	1.54	1.02	0.78	8.21

Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	3.218	2.181	0.126	0.401	0.083	0.387	13.932
30-40	1.626	1.137	0.065	0.199	0.045	0.205	6.000
40-50	2.016	1.463	0.084	0.258	0.061	0.286	6.147
50-60	2.396	1.750	0.113	0.395	0.094	0.461	6.964
60-70	2.117	1.517	0.117	0.510	0.118	0.539	5.972
70-80	1.773	1.219	0.110	0.470	0.140	0.550	4.940
80-90	1.661	1.035	0.110	0.353	0.169	0.599	4.717
90-120	5.137	2.564	0.346	0.711	0.607	2.131	15.910
120-150	4.961	2.029	0.334	0.416	0.653	2.355	16.873
150-210	9.823	3.863	0.574	0.590	1.108	4.677	33.143
210-270	8.271	3.397	0.393	0.355	0.668	3.707	29.518
270-330	6.229	2.964	0.250	0.210	0.339	2.372	27.372
330-390	4.017	2.170	0.134	0.113	0.121	1.114	25.563
390-450	2.307	1.219	0.062	0.041	0.031	0.327	26.576

Total								
l	55.550	28.506	2.817	5.021	4.237	19.711	223.628	339.470

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux normalisé (g/s)
0-30	0.310	2.726	0.090	0.788	0.103	0.450	4.468	0.149	128.01	96.63	0.11
30-40	0.157	1.421	0.046	0.390	0.056	0.239	2.309	0.231	125.70	94.88	0.19
40-50	0.194	1.829	0.060	0.506	0.077	0.332	2.998	0.300	122.70	92.62	0.26
50-60	0.231	2.187	0.081	0.776	0.117	0.536	3.929	0.393	118.78	89.66	0.35
60-70	0.204	1.896	0.084	1.002	0.147	0.627	3.959	0.396	114.82	86.67	0.36
70-80	0.171	1.523	0.079	0.924	0.176	0.640	3.513	0.351	111.30	84.02	0.31
80-90	0.160	1.294	0.079	0.693	0.211	0.697	3.134	0.313	108.17	81.65	0.28
90-120	0.495	3.205	0.248	1.397	0.761	2.477	8.583	0.286	99.59	75.17	0.25
120-150	0.478	2.537	0.239	0.817	0.818	2.737	7.626	0.254	91.96	69.41	0.22
150-210	0.946	4.829	0.411	1.160	1.388	5.436	14.170	0.236	77.79	58.72	0.20
210-270	0.797	4.246	0.281	0.697	0.837	4.309	11.166	0.186	66.62	50.29	0.15
270-330	0.600	3.705	0.179	0.412	0.425	2.757	8.077	0.135	58.55	44.19	0.10
330-390	0.387	2.712	0.096	0.222	0.151	1.294	4.862	0.081	53.68	40.52	0.04
390-450	0.222	1.524	0.044	0.080	0.039	0.380	2.289	0.038	51.40	38.79	0.00

g	5.35	35.63	2.02	9.86	5.31	22.91	81.08				
---	------	-------	------	------	------	-------	-------	--	--	--	--



# Bilan sur l'oxygène

CO Mole	CO2 Mole
1.273	0.224

Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole
0.636	0.224

Oxygène réagi Mole
0.860

Masse d'oxygène utilisée  
(g)

27.53

Masse d'oxygène dans la charge  
(g)

31.03

Conversion  
%

88.72

## Bilan sur le carbone

CO Mole	CH4 Mole	CO2 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
1.273	0.126	0.224	0.189	0.880

Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole
1.273	0.126	0.224	0.378	1.760

Carbone réagi Mole
3.761

Masse de carbone utilisée  
(g)

45.13

Masse de carbone dans la charge  
(g)

74.76

Conversion  
%

60.37

## Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
2.48	0.13	0.19	0.88

Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
2.48	0.2515	0.3783	0.8800	3.9897

Masse d'hydrogène utilisée  
(g)

8.04

Masse d'hydrogène dans la charge  
(g)

11.60

Conversion  
%

69.34

# Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	45.13
Masse d'hydrogène	8.04
Masse d'oxygène	27.53

Totale 80.70

Rapport selon la charge initiale  
%  
60.92

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	29.63
Masse d'hydrogène	3.56
Masse d'oxygène	3.50
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total 51.78

Rapport selon la charge initiale  
%  
39.08

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
42.08

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale  
%  
7.32

Reproduced with permission of the copyright owner. Further reproduction prohibited without permission.

Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieure

Intervalles de temps (s)	H2	CO	CH4	éthylène	acétylène	somme
	kJ	kJ	kJ	kJ	kJ	kJ
0-30	34.74	27.55	4.52	4.88	21.71	93.41
30-40	17.55	14.36	2.31	2.64	11.52	48.39
40-50	21.76	18.48	3.00	3.63	16.03	62.89
50-60	25.86	22.11	4.06	5.53	25.86	83.42
60-70	22.85	19.16	4.18	6.95	30.24	83.38
70-80	19.14	15.40	3.95	8.29	30.85	77.62
80-90	17.93	13.08	3.94	9.95	33.60	78.50
90-120	55.45	32.40	12.41	35.87	119.47	255.59
120-150	53.55	25.64	11.97	38.56	132.01	261.72
150-210	106.03	48.81	20.54	65.47	262.14	502.99
210-270	89.29	42.92	14.08	39.47	207.77	393.52
270-330	67.23	37.45	8.94	20.02	132.95	266.59
330-390	43.36	27.41	4.80	7.12	62.42	145.11
390-450	24.90	15.40	2.21	1.84	18.34	62.69
						2415.81

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
4.69	450	2109375	2.109

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
9.375	450	4218750	4.21875

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.109
Total	5.850

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.416
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.380
Total	3.796

	MJ
Bilan (Entrées-sorties)	2.054

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.540      %  
54.05

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.304      %  
30.35

Expérience No.2

Échantillons	Temps (s)	Temps (min)
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Pond du réacteur :	16.4
Parois du réacteur :	13.15
Récupérateur :	4.75
Filtre :	11.63

Total	45.93
-------	-------

Conditions d'opération

Plasma				
Argon			Charge	Canola
Débit (LPM)	30		(g)	150
Ampérage :	250	(A)		
Voltage :	37.5	(V)		
Puissance :	9.375	(kW)	Charge corrigée	(g)
Gaz secondaire				144
CO2				
Débit (LPM)	2.5		Charge base sèche	(g)
				132.48

## Données du chromatographes

0.50 min  
30 sec

H2	12.91
N2	0.07
O2	0.02
CO	14.98
CH4	0.57
CO2	5.15
Éthylène	0.39
Acétylène	1.42
Argon	62.26
	97.77

0.67 min  
40 sec

H2	17.78
N2	0.09
O2	0.02
CO	18.58
CH4	0.81
CO2	4.70
Éthylène	0.58
Acétylène	2.10
Argon	55.76
	100.42

0.83 min  
50 sec

H2	18.50
N2	0.08
O2	0.02
CO	19.38
CH4	0.90
CO2	4.57
Éthylène	0.67
Acétylène	2.66
Argon	53.06
	99.85

1.00 min  
60 sec

H2	19.00
N2	0.65
O2	0.17
CO	19.52
CH4	1.04
CO2	5.68
Éthylène	0.92
Acétylène	3.61
Argon	51.36
	101.96

1.17 min  
70 sec

H2	19.25
N2	0.08
O2	0.02
CO	19.31
CH4	1.27
CO2	7.51
Éthylène	1.40
Acétylène	4.91
Argon	50.26
	104.00

1.33 min  
80 sec

H2	18.47
N2	0.08
O2	0.02
CO	17.17
CH4	1.33
CO2	6.46
Éthylène	1.86
Acétylène	5.73
Argon	47.82
	98.93

1.50 min  
90 sec

H2	18.55
N2	0.08
O2	0.02
CO	16.09
CH4	1.35
CO2	5.35
Éthylène	2.27
Acétylène	6.58
Argon	48.07
	98.36

2.00 min  
120 sec

H2	19.06
N2	0.08
O2	0.02
CO	14.31
CH4	1.34
CO2	3.70
Éthylène	2.72
Acétylène	8.09
Argon	52.81
	102.12

2.50 min  
150 sec

H2	18.51
N2	0.06
O2	0.02
CO	13.33
CH4	1.32
CO2	3.24
Éthylène	2.76
Acétylène	8.32
Argon	53.57
	101.13

3.50 min  
210 sec

H2	17.82
N2	0.07
O2	0.02
CO	13.54
CH4	1.12
CO2	2.87
Éthylène	2.01
Acétylène	8.02
Argon	56.39
	101.86

4.50 min  
270 sec

H2	16.77
N2	0.07
O2	0.02
CO	14.76
CH4	0.74
CO2	2.05
Éthylène	1.02
Acétylène	5.74
Argon	59.78
	100.95

5.50 min  
330 sec

H2	13.40
N2	0.13
O2	0.03
CO	16.30
CH4	0.51
CO2	1.40
Éthylène	0.48
Acétylène	2.14
Argon	66.15
	100.53

6.50 min  
390 sec

H2	6.39
N2	0.15
O2	0.04
CO	13.11
CH4	0.19
CO2	1.68
Éthylène	0.10
Acétylène	0.44
Argon	78.26
	100.36

7.50 min  
450 sec

H2	1.61
N2	0.17
O2	0.04
CO	5.52
CH4	0.07
CO2	4.91
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	85.26
	97.58

Résultats du GC  
Avec Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	12.91	14.98	0.57	5.15	0.39	1.42	62.26
40	17.78	18.58	0.81	4.70	0.58	2.10	55.76
50	18.50	19.38	0.90	4.57	0.67	2.66	53.06
60	19.00	19.52	1.04	5.68	0.92	3.61	51.36
70	19.25	19.31	1.27	7.51	1.40	4.91	50.26
80	18.47	17.17	1.33	6.46	1.86	5.73	47.82
90	18.55	16.09	1.35	5.35	2.27	6.58	48.07
120	19.06	14.31	1.34	3.70	2.72	8.09	52.81
150	18.51	13.33	1.32	3.24	2.76	8.32	53.57
210	17.82	13.54	1.12	2.87	2.01	8.02	56.39
270	16.77	14.76	0.74	2.05	1.02	5.74	59.78
330	13.40	16.30	0.51	1.40	0.48	2.14	66.15
390	6.39	13.11	0.19	1.68	0.10	0.44	78.26
450	1.61	5.52	0.07	4.91	0.00	0.00	85.26

Sans Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	36.45	42.28	1.60	14.54	1.11	4.02
40	39.92	41.71	1.82	10.55	1.29	4.71
50	39.63	41.51	1.94	9.78	1.43	5.71
60	38.17	39.22	2.09	11.41	1.85	7.26
70	35.89	35.98	2.36	14.00	2.62	9.15
80	36.21	33.65	2.61	12.67	3.64	11.23
90	36.97	32.05	2.69	10.66	4.52	13.11
120	38.73	29.07	2.73	7.51	5.52	16.44
150	38.99	28.08	2.79	6.82	5.80	17.51
210	39.27	29.82	2.47	6.33	4.43	17.67
270	40.81	35.93	1.80	5.00	2.49	13.97
330	39.16	47.62	1.49	4.09	1.39	6.25
390	29.17	59.85	0.85	7.66	0.45	2.02
450	13.34	45.57	0.54	40.55	0.00	0.00

Données du compteur à gaz

comptes                      tour                      volume (m3)                      m3/compte

600                      1                      0.1                      0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	110	117.71	0.020	19.62
40	165	176.57	0.029	29.43
50	223	238.63	0.040	39.77
60	289	309.26	0.052	51.54
70	330	353.13	0.059	58.86
80	379	405.57	0.068	67.59
90	426	455.86	0.076	75.98
120	585	626.01	0.104	104.33
150	728	779.03	0.130	129.84
210	1012	1082.94	0.180	180.49
270	1285	1375.08	0.229	229.18
330	1537	1644.74	0.274	274.12
390	1748	1870.53	0.312	311.76
450	1927	2062.08	0.344	343.68

Erreur du gaz meter                      7.01

%                      0.0701                      1.0701

Argon	CO2	Gaz échantillonné	Durée (min)	7.5
1.PM	LPM		LPM	Total (l.)
30	2.5		1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé (échant)	Taux (l/s)
		0
0-30	20.34	0.678
30-40	10.05	1.005
40-50	10.59	1.059
50-60	12.01	1.201
60-70	7.55	0.755
70-80	8.98	0.898
80-90	8.62	0.862
90-120	29.08	0.969
120-150	26.23	0.874
150-210	52.10	0.868
210-270	50.14	0.836
270-330	46.39	0.773
330-390	39.08	0.651
390-450	33.37	0.556

Total	354.56
-------	--------

# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	12.91	14.98	0.57	5.15	0.39	1.42	62.26
30-40	15.35	16.78	0.69	4.93	0.48	1.76	59.01
40-50	18.14	18.98	0.86	4.63	0.62	2.38	54.41
50-60	18.75	19.45	0.97	5.12	0.79	3.14	52.21
60-70	19.13	19.41	1.15	6.59	1.16	4.26	50.81
70-80	18.86	18.24	1.30	6.99	1.63	5.32	49.04
80-90	18.51	16.63	1.34	5.91	2.06	6.15	47.95
90-120	18.81	15.20	1.35	4.52	2.49	7.33	50.44
120-150	18.79	13.82	1.33	3.47	2.74	8.20	53.19
150-210	18.17	13.43	1.22	3.06	2.38	8.17	54.98
210-270	17.30	14.15	0.93	2.46	1.52	6.88	58.08
270-330	15.09	15.53	0.62	1.73	0.75	3.94	62.96
330-390	9.90	14.70	0.35	1.54	0.29	1.29	72.20
390-450	4.00	9.32	0.13	3.29	0.05	0.22	81.76
	15.98	15.76	0.91	4.24	1.24	4.32	57.81

## Sans argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	36.45	42.28	1.60	14.54	1.11	4.02
30-40	38.38	41.96	1.73	12.32	1.21	4.40
40-50	39.77	41.61	1.88	10.16	1.36	5.22
50-60	38.88	40.33	2.01	10.62	1.65	6.51
60-70	36.99	37.54	2.23	12.75	2.25	8.24
70-80	36.04	34.85	2.48	13.35	3.12	10.16
80-90	36.58	32.86	2.65	11.68	4.08	12.16
90-120	37.84	30.58	2.71	9.10	5.01	14.76
120-150	38.86	28.59	2.76	7.17	5.66	16.97
150-210	39.13	28.93	2.63	6.58	5.13	17.59
210-270	40.00	32.72	2.15	5.70	3.51	15.91
270-330	40.06	41.24	1.66	4.59	1.99	10.46
330-390	35.26	52.39	1.24	5.48	1.02	4.60
390-450	23.54	54.77	0.74	19.36	0.29	1.30



Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
2.313	0.529		0.837		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagi Mole	CO2 réagi mole (l)
1.157	0.529	1.685	0.837	0.848	0.309 6.911
Masse d'oxygène utilisée (g)		Masse d'oxygène dans la charge (g)	Conversion %		
27.14		31.03	87.45		

Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
2.313	0.529	0.135	0.206	0.751		0.837	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
2.313	0.529	0.135	0.413	1.502	4.891	0.837	4.054
Masse de carbone réagi (g)		Masse de carbone dans la charge (g)	Conversion %				
48.65		74.76	65.08				

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
2.40	0.13	0.21	0.75	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
2.40	0.2699	0.4128	0.7509	3.8361
Masse d'hydrogène utilisée (g)		Masse d'hydrogène dans la charge (g)	Conversion %	
7.73		11.60	66.67	

# Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	48.65
Masse d'hydrogène	7.73
Masse d'oxygène	27.14

Total **83.52**

Selon la charge initiale

%  
**63.04**

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	26.11
Masse d'hydrogène	3.87
Masse d'oxygène	3.90
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total **48.96**

Rapport selon la charge initiale

%  
**36.96**

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
**45.93**

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale

%  
**2.29**

Puissance électrique entrée	Rendement du chalumeau	Énergie disponible à la sortie du chalumeau
kW		kW
9.375	0.5	4.69

### Chaleurs de combustion

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

### Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.95	1.28	0.14	0.16	0.54	3.06	4.69	0.654
30-40	1.67	2.13	0.25	0.29	0.99	5.32	4.69	1.136
40-50	2.07	2.54	0.33	0.39	1.41	6.74	4.69	1.437
50-60	2.43	2.95	0.42	0.56	2.11	8.48	4.69	1.808
60-70	1.56	1.85	0.31	0.52	1.80	6.05	4.69	1.290
70-80	1.83	2.07	0.42	0.86	2.68	7.86	4.69	1.676
80-90	1.72	1.81	0.41	1.05	2.97	7.97	4.69	1.701
90-120	1.97	1.86	0.47	1.43	3.98	9.71	4.69	2.071
120-150	1.77	1.53	0.42	1.41	4.02	9.15	4.69	1.952
150-210	1.70	1.47	0.38	1.22	3.98	8.76	4.69	1.868
210-270	1.56	1.49	0.28	0.75	3.22	7.30	4.69	1.558
270-330	1.26	1.52	0.17	0.34	1.71	5.00	4.69	1.066
330-390	0.70	1.21	0.08	0.11	0.47	2.57	4.69	0.548
390-450	0.24	0.65	0.03	0.02	0.07	1.01	4.69	0.214
						6.35		1.36

### Chaleur de combustion supérieur

Intervalles de temps (s)	II2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.12	1.28	0.15	0.17	0.56	3.28	4.69	0.700
30-40	1.97	2.13	0.28	0.31	1.03	5.71	4.69	1.218
40-50	2.45	2.54	0.36	0.41	1.46	7.23	4.69	1.542
50-60	2.87	2.95	0.46	0.60	2.19	9.08	4.69	1.936
60-70	1.84	1.85	0.35	0.55	1.87	6.46	4.69	1.379
70-80	2.16	2.07	0.46	0.92	2.77	8.39	4.69	1.789
80-90	2.04	1.81	0.46	1.12	3.08	8.51	4.69	1.815
90-120	2.33	1.86	0.52	1.52	4.12	10.35	4.69	2.208
120-150	2.10	1.53	0.46	1.51	4.16	9.75	4.69	2.081
150-210	2.01	1.47	0.42	1.30	4.12	9.33	4.69	1.990
210-270	1.84	1.49	0.31	0.80	3.34	7.78	4.69	1.660
270-330	1.49	1.52	0.19	0.37	1.77	5.33	4.69	1.137
330-390	0.82	1.21	0.09	0.12	0.49	2.73	4.69	0.582
390-450	0.28	0.65	0.03	0.02	0.07	1.06	4.69	0.225
						6.78		1.45

Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	28.36	38.49	4.14	4.71	16.23	91.93
30-40	16.65	21.31	2.48	2.87	9.92	53.23
40-50	20.73	25.38	3.25	3.89	14.12	67.38
50-60	24.31	29.52	4.18	5.64	21.13	84.77
60-70	15.60	18.53	3.12	5.18	18.04	60.47
70-80	18.29	20.69	4.18	8.65	26.77	78.57
80-90	17.23	18.12	4.13	10.51	29.74	79.73
90-120	59.04	55.84	14.01	42.80	119.54	291.23
120-150	53.19	45.80	12.52	42.38	120.60	274.49
150-210	102.19	88.43	22.79	73.35	238.56	525.32
210-270	93.61	89.62	16.70	44.94	193.38	438.26
270-330	75.55	91.02	10.38	20.56	102.43	299.93
330-390	41.76	72.61	4.87	6.63	28.27	154.13
390-450	14.42	39.28	1.51	0.97	4.14	60.33

2559.76

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
4.69	450	2109375	2.109

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
9.375	450	4218750	4.21875

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.109
Total	5.850

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.560
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.506
Total	4.066

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.784

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.589      %  
58.93

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.322      %  
32.16

Expérience No.3

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	16.15
Parois du réacteur :	14.84
Récupérateur :	4.84
Filtre :	9.14

Total	44.97
-------	-------

Conditions d'opération

Plasma				
Argon				
Débit (LPM)	30		Charge	Canola (g) 150
Ampérage :	250	(A)		
Voltage :	37.5	(V)		
Puissance (W)	9.375	(kW)	Charge corrigée	(g) 144
Gaz secondaire				
CO2				
Débit (LPM)	5		Charge base sèche	(g) 132.48

0.50 min  
30 sec

H2	8.63
N2	0.21
O2	0.06
CO	15.61
CH4	0.45
CO2	9.35
Ethylène	0.34
Acétylène	1.04
Argon	62.78
	98.48

1.17 min  
70 sec

H2	14.77
N2	0.18
O2	0.05
CO	22.10
CH4	1.04
CO2	9.96
Ethylène	1.11
Acétylène	3.27
Argon	51.81
	104.27

2.50 min  
150 sec

H2	15.53
N2	0.17
O2	0.04
CO	18.25
CH4	1.16
CO2	5.40
Ethylène	2.45
Acétylène	6.03
Argon	53.64
	102.68

0.67 min  
40 sec

H2	11.80
N2	0.00
O2	0.00
CO	19.60
CH4	0.60
CO2	7.88
Ethylène	0.39
Acétylène	1.72
Argon	57.96
	99.95

1.33 min  
80 sec

H2	15.47
N2	0.17
O2	0.05
CO	21.62
CH4	1.21
CO2	9.33
Ethylène	1.61
Acétylène	4.17
Argon	50.79
	104.42

3.50 min  
210 sec

H2	14.66
N2	0.17
O2	0.05
CO	18.27
CH4	1.08
CO2	5.06
Ethylène	2.06
Acétylène	5.94
Argon	52.87
	100.15

0.83 min  
50 sec

H2	12.79
N2	0.00
O2	0.00
CO	20.94
CH4	0.61
CO2	7.26
Ethylène	0.44
Acétylène	2.01
Argon	55.56
	99.61

1.50 min  
90 sec

H2	15.07
N2	0.17
O2	0.05
CO	19.79
CH4	1.19
CO2	7.88
Ethylène	1.87
Acétylène	4.57
Argon	48.48
	99.06

4.50 min  
270 sec

H2	14.60
N2	0.17
O2	0.05
CO	19.38
CH4	0.82
CO2	4.74
Ethylène	1.48
Acétylène	4.91
Argon	56.25
	102.40

1.00 min  
60 sec

H2	13.77
N2	0.18
O2	0.05
CO	21.44
CH4	0.86
CO2	8.06
Ethylène	0.84
Acétylène	2.43
Argon	52.00
	99.62

2.00 min  
120 sec

H2	15.77
N2	0.17
O2	0.05
CO	19.48
CH4	1.18
CO2	5.99
Ethylène	2.38
Acétylène	5.79
Argon	53.38
	104.18

5.50 min  
330 sec

H2	10.15
N2	0.20
O2	0.05
CO	20.83
CH4	0.54
CO2	3.55
Ethylène	0.60
Acétylène	2.05
Argon	60.58
	98.55

7.50 min  
450 sec

H2	1.40
N2	0.28
O2	0.07
CO	8.01
CH4	0.08
CO2	11.97
Ethylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	79.76
	101.57

6.50 min  
390 sec

H2	5.79
N2	0.22
O2	0.06
CO	19.53
CH4	0.29
CO2	4.68
Ethylène	0.35
Acétylène	0.74
Argon	70.08
	101.73

# Résultats du GC

## Avec Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	8.63	15.61	0.45	9.35	0.34	1.04	62.78
40	11.80	19.60	0.60	7.88	0.39	1.72	57.96
50	12.79	20.94	0.61	7.26	0.44	2.01	55.56
60	13.77	21.44	0.86	8.06	0.84	2.43	52.00
70	14.77	22.10	1.04	9.96	1.11	3.27	51.81
80	15.47	21.62	1.21	9.33	1.61	4.17	50.79
90	15.07	19.79	1.19	7.88	1.87	4.57	48.48
120	15.77	19.48	1.18	5.99	2.38	5.79	53.38
150	15.53	18.25	1.16	5.40	2.45	6.03	53.64
210	14.66	18.27	1.08	5.06	2.06	5.94	52.87
270	14.60	19.38	0.82	4.74	1.48	4.91	56.25
330	10.15	20.83	0.54	3.55	0.60	2.05	60.58
390	5.79	19.53	0.29	4.68	0.35	0.74	70.08
450	1.40	8.01	0.08	11.97	0.00	0.00	79.76

## Sans Argon

### % volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	24.37	44.07	1.27	26.38	0.97	2.94
40	28.09	46.68	1.44	18.77	0.92	4.10
50	29.03	47.52	1.39	16.48	1.01	4.57
60	29.05	45.23	1.82	17.01	1.77	5.12
70	28.27	42.30	1.99	19.06	2.12	6.25
80	28.97	40.48	2.27	17.47	3.01	7.80
90	29.91	39.29	2.36	15.64	3.72	9.07
120	31.18	38.50	2.34	11.84	4.70	11.44
150	31.80	37.39	2.39	11.06	5.02	12.34
210	31.14	38.81	2.29	10.76	4.39	12.61
270	31.79	42.20	1.78	10.31	3.23	10.69
330	26.90	55.24	1.44	9.41	1.58	5.42
390	18.46	62.24	0.93	14.90	1.10	2.37
450	6.50	37.32	0.38	55.80	0.00	0.00

Données du compteur à gaz

comptes                      tour                      volume (m3)                      m3/compte

600                      1                      0.1                      0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	104	111.3	0.019	18.55
40	155	165.9	0.028	27.64
50	211	225.8	0.038	37.63
60	272	291.1	0.049	48.51
70	323	345.6	0.058	57.61
80	374	400.2	0.067	66.70
90	420	449.4	0.075	74.91
120	578	618.5	0.103	103.09
150	719	769.4	0.128	128.23
210	1015	1086.2	0.181	181.03
270	1297	1387.9	0.231	231.32
330	1567	1676.8	0.279	279.47
390	1792	1917.6	0.320	319.60
450	1996	2135.9	0.356	355.99

Erreur du gaz meter

%                      7.01

0.0701                      1.0701

Argon LPM 30	CO2 LPM 5	Gaz échantillonné	Durée (min)	7.5
			LPM	Total (l)
			1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l/s)
		0
0-30	19.27	0.642
30-40	9.34	0.934
40-50	10.23	1.023
50-60	11.12	1.112
60-70	9.34	0.934
70-80	9.34	0.934
80-90	8.45	0.845
90-120	28.90	0.963
120-150	25.87	0.862
150-210	54.24	0.904
210-270	51.74	0.862
270-330	49.60	0.827
330-390	41.58	0.693
390-450	37.83	0.631

Total	366.86
-------	--------



# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

5

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	8.63	15.61	0.45	9.35	0.34	1.04	62.78
30-40	10.21	17.61	0.53	8.61	0.36	1.38	60.37
40-50	12.29	20.27	0.61	7.57	0.42	1.87	56.76
50-60	13.28	21.19	0.74	7.66	0.64	2.22	53.78
60-70	14.27	21.77	0.95	9.01	0.97	2.85	51.90
70-80	15.12	21.86	1.13	9.65	1.36	3.72	51.30
80-90	15.27	20.70	1.20	8.60	1.74	4.37	49.63
90-120	15.42	19.63	1.19	6.93	2.13	5.18	50.93
120-150	15.65	18.87	1.17	5.70	2.41	5.91	53.51
150-210	15.09	18.26	1.12	5.23	2.26	5.98	53.25
210-270	14.63	18.82	0.95	4.90	1.77	5.42	54.56
270-330	12.38	20.11	0.68	4.14	1.04	3.48	58.42
330-390	7.97	20.18	0.42	4.11	0.47	1.40	65.33
390-450	3.59	13.77	0.19	8.33	0.17	0.37	74.92
	12.42	19.19	0.81	7.13	1.15	3.23	56.96

## Sans Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	24.37	44.07	1.27	26.38	0.97	2.94
30-40	26.39	45.49	1.36	22.26	0.94	3.57
40-50	28.57	47.11	1.41	17.60	0.97	4.34
50-60	29.04	46.33	1.61	16.75	1.40	4.86
60-70	28.64	43.69	1.91	18.09	1.95	5.71
70-80	28.63	41.38	2.13	18.26	2.57	7.04
80-90	29.43	39.90	2.31	16.58	3.35	8.42
90-120	30.55	38.89	2.35	13.74	4.21	10.26
120-150	31.49	37.95	2.36	11.46	4.86	11.88
150-210	31.48	38.08	2.34	10.91	4.71	12.48
210-270	31.46	40.48	2.04	10.54	3.81	11.67
270-330	29.59	48.08	1.63	9.91	2.48	8.32
330-390	23.07	58.41	1.21	11.91	1.36	4.04
390-450	13.60	52.12	0.71	31.51	0.65	1.41

# Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
3.066	1.003		1.674		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagie Mole	CO2 réagi mole (l)
1.533	1.003	2.536	1.674	0.862	0.671 15.032
Masse d'oxygène utilisée (g)	Masse d'oxygène dans la charge (g)		Conversion %		
27.58	31.03		88.88		

# Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
3.066	1.003	0.130	0.211	0.593		1.674	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
3.066	1.003	0.130	0.423	1.185	5.807	1.674	4.133
Masse de carbone réagie (g)	Masse de carbone dans la charge (g)		Conversion %				
49.59	74.76		66.33				

# Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
1.98	0.13	0.21	0.59	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
1.98	0.2591	0.4229	0.5925	3.2594
Masse d'hydrogène utilisée (g)	Masse d'hydrogène dans la charge (g)		Conversion %	
6.57	11.60		56.65	

# **Bilan global coté solide**

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

	(g)
Masse de Carbone	49.59
Masse d'hydrogène	6.57
Masse d'oxygène	27.58

Total 83.74

Selon la charge initiale

%  
63.21

Masse restant de la charge selon le bilan

	(g)
Masse de Carbone	25.17
Masse d'hydrogène	5.03
Masse d'oxygène	3.45
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total 48.74

Rapport selon la charge initiale

%  
36.79

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
44.97

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale

%  
2.84

## Rendement énergétique en fonction du temps

Puissance électrique entrée	Rendement du chalumeau	Energie disponible à la sortie du chalumeau
kW		kW
9.375	0.5	4.69

## Chaleurs de combustion

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

## Chaleur de combustion inférieure

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.60	1.27	0.10	0.13	0.38	2.47	4.69	0.528
30-40	1.03	2.08	0.18	0.20	0.72	4.21	4.69	0.897
40-50	1.36	2.62	0.22	0.25	1.07	5.52	4.69	1.178
50-60	1.59	2.98	0.29	0.42	1.38	6.67	4.69	1.423
60-70	1.44	2.57	0.32	0.54	1.49	6.35	4.69	1.355
70-80	1.52	2.58	0.38	0.75	1.95	7.17	4.69	1.530
80-90	1.39	2.21	0.36	0.87	2.07	6.90	4.69	1.472
90-120	1.60	2.39	0.41	1.21	2.80	8.41	4.69	1.794
120-150	1.46	2.06	0.36	1.23	2.86	7.96	4.69	1.698
150-210	1.47	2.09	0.36	1.21	3.03	8.16	4.69	1.740
210-270	1.36	2.05	0.29	0.90	2.62	7.23	4.69	1.543
270-330	1.10	2.10	0.20	0.51	1.61	5.53	4.69	1.179
330-390	0.60	1.77	0.10	0.19	0.54	3.20	4.69	0.683
390-450	0.24	1.10	0.04	0.06	0.13	1.58	4.69	0.337
5.81							1.24	

## Chaleur de combustion supérieure

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.71	1.27	0.12	0.14	0.39	2.62	4.69	0.558
30-40	1.22	2.08	0.20	0.21	0.75	4.45	4.69	0.950
40-50	1.60	2.62	0.25	0.27	1.11	5.85	4.69	1.247
50-60	1.88	2.98	0.33	0.45	1.43	7.07	4.69	1.508
60-70	1.70	2.57	0.35	0.57	1.54	6.74	4.69	1.437
70-80	1.80	2.58	0.42	0.80	2.01	7.61	4.69	1.623
80-90	1.65	2.21	0.40	0.93	2.14	7.32	4.69	1.562
90-120	1.90	2.39	0.45	1.29	2.89	8.93	4.69	1.904
120-150	1.72	2.06	0.40	1.31	2.96	8.45	4.69	1.802
150-210	1.74	2.09	0.40	1.29	3.14	8.65	4.69	1.846
210-270	1.61	2.05	0.32	0.96	2.71	7.66	4.69	1.635
270-330	1.31	2.10	0.22	0.54	1.67	5.84	4.69	1.246
330-390	0.70	1.77	0.12	0.21	0.56	3.35	4.69	0.715
390-450	0.29	1.10	0.05	0.07	0.14	1.64	4.69	0.349
6.16							1.31	

# Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

## Chaleur de combustion inférieur

Intervalle de temps (s)	H <sub>2</sub> kJ	CO kJ	CH <sub>4</sub> kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	17.96	38.02	3.11	3.90	11.26	74.24
30-40	10.29	20.77	1.76	2.01	7.23	42.07
40-50	13.57	26.19	2.23	2.51	10.71	55.21
50-60	15.94	29.77	2.93	4.21	13.84	66.69
60-70	14.38	25.68	3.18	5.37	14.90	63.51
70-80	15.24	25.79	3.76	7.48	19.45	71.73
80-90	13.92	22.09	3.63	8.68	20.68	69.01
90-120	48.11	71.69	12.29	36.30	83.90	252.29
120-150	43.71	61.66	10.88	36.89	85.66	238.80
150-210	88.38	125.13	21.78	72.32	181.88	489.50
210-270	81.73	123.06	17.54	54.20	157.34	433.88
270-330	66.26	126.02	12.08	30.45	96.73	331.54
330-390	35.77	106.01	6.22	11.56	32.52	192.08
390-450	14.68	65.81	2.53	3.85	7.90	94.77

2475.31

## Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

## Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
4.69	450	2109375	2.109

## Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
9.375	450	4218750	4.21875

## Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.109
Total	5.850

## Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.475
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.475
Total	3.950

## Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.900

## Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.566      %  
56.58

## Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.311      %  
31.10

# Expérience No.4

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	11.85
Parois du réacteur :	17.83
Récupérateur :	11.84
Filtre :	12.24

Total	53.76
-------	-------

## Conditions d'opération

Plasma			
Argon		Charge	Canola
Débit (LPM)	30		(g) 150
Ampérage :	250	(A)	
Voltage :	37.5	(V)	
Puissance (W)	9.375	(kW)	Charge corrigée
			(g) 144
Gaz secondaire			
CO2			
Débit (LPM)	10	Charge base sèche	(g) 132.48

6.50 min  
390 sec

H2	1.09
N2	0.22
O2	0.06
CO	12.14
CH4	0.10
CO2	17.71
Éthylène	0.05
Acétylène	0.00
Argon	67.78
	99.14

7.50 min  
450 sec

H2	1.13
N2	0.21
O2	0.06
CO	6.09
CH4	0.05
CO2	23.72
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	69.97
	101.23

Résultats du GC

Avec Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	5.68	17.36	0.38	17.52	0.33	0.80	57.46
40	8.51	21.57	0.56	14.83	0.49	1.18	52.82
50	9.86	23.97	0.64	13.84	0.58	1.42	51.90
60	11.32	25.28	0.83	14.16	1.01	2.04	48.29
70	11.66	25.71	1.01	14.72	1.30	2.62	46.21
80	12.69	25.20	1.19	13.28	1.83	3.38	45.32
90	13.49	25.48	1.26	12.35	2.18	3.88	47.06
120	13.45	24.42	1.18	10.39	2.42	4.43	47.61
150	12.92	23.43	1.07	9.77	2.35	4.48	46.80
210	12.59	23.75	0.89	9.40	1.66	4.24	47.80
270	10.45	26.45	0.71	9.28	1.11	2.66	54.31
330	4.95	24.89	0.34	11.11	0.54	1.01	61.49
390	1.09	12.14	0.10	17.71	0.05	0.00	67.78
450	1.13	6.09	0.05	23.72	0.00	0.00	69.97

Sans Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	13.51	41.27	0.91	41.63	0.77	1.91
40	18.06	45.75	1.19	31.46	1.03	2.51
50	19.59	47.65	1.27	27.50	1.16	2.82
60	20.72	46.26	1.52	25.91	1.86	3.73
70	20.45	45.09	1.77	25.81	2.28	4.60
80	22.04	43.78	2.06	23.07	3.18	5.87
90	23.01	43.46	2.14	21.06	3.72	6.61
120	23.89	43.38	2.09	18.47	4.29	7.88
150	23.92	43.38	1.98	18.08	4.35	8.29
210	23.97	45.22	1.69	17.89	3.16	8.07
270	20.62	52.21	1.40	18.32	2.19	5.26
330	11.55	58.09	0.79	25.94	1.27	2.36
390	3.51	39.04	0.31	56.98	0.15	0.00
450	3.64	19.66	0.16	76.54	0.00	0.00

comptes 600 tour volume (m3) m3/compte 0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	140	149.81	0.025	24.97
40	190	203.32	0.034	33.89
50	243	260.03	0.043	43.34
60	303	324.24	0.054	54.04
70	370	395.94	0.066	65.99
80	426	455.86	0.076	75.98
90	480	513.65	0.086	85.61
120	661	707.34	0.118	117.89
150	818	875.34	0.146	145.89
210	1147	1227.40	0.205	204.57
270	1460	1562.35	0.260	260.39
330	1740	1861.97	0.310	310.33
390	1991	2130.57	0.355	355.09
450	2211	2365.99	0.394	394.33

Erreur du gaz meter % 0.0701 7.01 1.0701

Argon LPM	CO2 LPM	Gaz échantillonné	Durée (min)	Total (L)
30	10		LPM 1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l/s)
0-30	25.69	0.856
30-40	9.16	0.916
40-50	9.69	0.969
50-60	10.94	1.094
60-70	12.19	1.219
70-80	10.23	1.023
80-90	9.87	0.987
90-120	33.01	1.100
120-150	28.73	0.958
150-210	60.13	1.002
210-270	57.27	0.955
270-330	51.39	0.856
330-390	46.22	0.770
390-450	40.69	0.678

Total	405.21
-------	--------



Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	1.46	4.46	0.10	4.50	0.08	0.21	14.76
30-40	0.65	1.78	0.04	1.48	0.04	0.09	5.05
40-50	0.89	2.21	0.06	1.39	0.05	0.13	5.08
50-60	1.16	2.69	0.08	1.53	0.09	0.19	5.48
60-70	1.40	3.11	0.11	1.76	0.14	0.28	5.76
70-80	1.25	2.60	0.11	1.43	0.16	0.31	4.68
80-90	1.29	2.50	0.12	1.27	0.20	0.36	4.56
90-120	4.45	8.23	0.40	3.75	0.76	1.37	15.62
120-150	3.79	6.87	0.32	2.90	0.68	1.28	13.56
150-210	7.67	14.19	0.59	5.76	1.21	2.62	28.44
210-270	6.60	14.38	0.46	5.35	0.79	1.98	29.24
270-330	3.96	13.19	0.27	5.24	0.42	0.94	29.75
330-390	1.40	8.56	0.10	6.66	0.14	0.23	29.87
390-450	0.45	3.71	0.03	8.43	0.01	0.00	28.02

	36.41	88.49	2.80	51.45	4.77	9.99	219.88
--	-------	-------	------	-------	------	------	--------

Total

413.78

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux normalisé (g/s)
0-30	0.141	5.577	0.070	8.842	0.105	0.240	5.151	-0.156	127.33	96.11	0.167
30-40	0.063	2.229	0.031	2.911	0.047	0.106	2.111	-0.116	125.22	94.52	0.207
40-50	0.086	2.759	0.042	2.730	0.065	0.147	2.554	-0.072	122.66	92.59	0.251
50-60	0.112	3.369	0.057	3.010	0.109	0.220	3.602	0.033	119.06	89.87	0.356
60-70	0.135	3.886	0.080	3.459	0.177	0.330	4.792	0.152	114.27	86.25	0.475
70-80	0.120	3.255	0.080	2.814	0.200	0.357	3.552	0.028	110.72	83.57	0.351
80-90	0.125	3.127	0.086	2.486	0.248	0.416	3.213	-0.006	107.50	81.15	0.317
90-120	0.428	10.293	0.287	7.374	0.950	1.594	11.103	0.043	96.40	72.77	0.366
120-150	0.365	8.591	0.231	5.689	0.857	1.488	7.397	-0.081	89.00	67.18	0.242
150-210	0.739	17.733	0.421	11.319	1.510	3.046	15.121	-0.075	73.88	55.77	0.248
210-270	0.636	17.972	0.328	10.508	0.994	2.297	13.088	-0.109	60.80	45.89	0.214
270-330	0.381	16.490	0.193	10.295	0.532	1.097	9.341	-0.172	51.45	38.84	0.151
330-390	0.135	10.695	0.072	13.087	0.171	0.271	4.784	-0.248	46.67	35.23	0.075
390-450	0.044	4.636	0.021	16.562	0.012	0.000	1.627	-0.300	45.04	34.00	0.023

g	3.51	110.61	2.00	101.08	5.98	11.61	87.44
---	------	--------	------	--------	------	-------	-------

Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
3.950	2.297		3.348		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagie Mole	CO2 réagi mole (l)
1.975	2.297	4.272	3.348	0.924	1.051 23.550
Masse d'oxygène utilisée (g)	Masse d'oxygène dans la charge (g)		Conversion %		
29.56	31.03		95.26		

Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
3.950	2.297	0.125	0.213	0.446		3.348	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
3.950	2.297	0.125	0.426	0.892	7.690	3.348	4.342
Masse de carbone réagie (g)	Masse de carbone dans la charge (g)		Conversion %				
52.10	74.76		69.69				

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
1.63	0.12	0.21	0.45	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
1.63	0.2496	0.4262	0.4458	2.7468
Masse d'hydrogène utilisé (g)	Masse d'hydrogène dans la charge (g)		Conversion %	
5.54	11.60		47.74	

# Bilan global coté solide

## Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	52.10
Masse d'hydrogène	5.54
Masse d'oxygène	29.56

Total 87.20

Selon la charge initiale

%  
65.82

## Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	22.66
Masse d'hydrogène	6.06
Masse d'oxygène	1.47
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total 45.28

Rapport selon la charge initiale

%  
34.18

## Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
53.76

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale

%  
-6.40

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	0.53	1.88	0.12	0.16	0.39	3.07	4.69	0.655
30-40	0.70	2.25	0.15	0.22	0.51	3.84	4.69	0.819
40-50	0.96	2.79	0.21	0.31	0.71	4.97	4.69	1.060
50-60	1.25	3.40	0.29	0.52	1.06	6.52	4.69	1.391
60-70	1.51	3.93	0.40	0.83	1.59	8.27	4.69	1.763
70-80	1.34	3.29	0.40	0.94	1.72	7.70	4.69	1.643
80-90	1.40	3.16	0.43	1.17	2.01	8.16	4.69	1.741
90-120	1.60	3.47	0.48	1.49	2.56	9.60	4.69	2.048
120-150	1.36	2.89	0.39	1.35	2.39	8.38	4.69	1.788
150-210	1.38	2.99	0.35	1.19	2.45	8.35	4.69	1.782
210-270	1.19	3.03	0.27	0.78	1.85	7.12	4.69	1.518
270-330	0.71	2.78	0.16	0.42	0.88	4.95	4.69	1.056
330-390	0.25	1.80	0.06	0.13	0.22	2.47	4.69	0.526
390-450	0.08	0.78	0.02	0.01	0.00	0.89	4.69	0.190
						6.02		1.28

Intervalles de temps (s)	H2  kW	CO  kW	CH4  kW	éthylène  kW	acétylène  kW	somme  kW	kW injecté  kW	Rendement
0-30	0.62	1.88	0.13	0.18	0.40	3.20	4.69	0.684
30-40	0.83	2.25	0.17	0.23	0.53	4.02	4.69	0.857
40-50	1.14	2.79	0.23	0.33	0.73	5.21	4.69	1.112
50-60	1.48	3.40	0.32	0.55	1.10	6.85	4.69	1.461
60-70	1.79	3.93	0.45	0.89	1.65	8.70	4.69	1.855
70-80	1.59	3.29	0.45	1.01	1.78	8.11	4.69	1.731
80-90	1.65	3.16	0.48	1.25	2.08	8.61	4.69	1.837
90-120	1.89	3.47	0.53	1.59	2.65	10.14	4.69	2.162
120-150	1.61	2.89	0.43	1.44	2.48	8.85	4.69	1.887
150-210	1.63	2.99	0.39	1.27	2.53	8.81	4.69	1.879
210-270	1.40	3.03	0.30	0.83	1.91	7.48	4.69	1.595
270-330	0.84	2.78	0.18	0.45	0.91	5.16	4.69	1.100
330-390	0.30	1.80	0.07	0.14	0.23	2.53	4.69	0.541
390-450	0.10	0.78	0.02	0.01	0.00	0.91	4.69	0.193
						6.33		1.35

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	15.76	56.37	3.51	4.93	11.58	92.15
30-40	7.02	22.53	1.54	2.20	5.10	38.38
40-50	9.61	27.89	2.08	3.06	7.07	49.71
50-60	12.51	34.05	2.88	5.16	10.61	65.20
60-70	15.12	39.27	4.01	8.33	15.93	82.66
70-80	13.44	32.90	4.02	9.45	17.20	77.01
80-90	13.95	31.61	4.32	11.68	20.07	81.63
90-120	48.00	104.03	14.38	44.79	76.88	288.07
120-150	40.89	86.83	11.55	40.43	71.74	251.44
150-210	82.81	179.23	21.08	71.23	146.86	501.20
210-270	71.22	181.65	16.39	46.89	110.77	426.92
270-330	42.70	166.66	9.67	25.10	52.91	297.04
330-390	15.07	108.09	3.62	8.08	13.08	147.95
390-450	4.87	46.85	1.07	0.58	0.00	53.38

2452.75

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
4.69	450	2109375	2.109

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
9.375	450	4218750	4.21875

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.109
Total	5.850

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.453
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.763
Total	4.216

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
1.634

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.600      %  
60.02

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.308      %  
30.82

**Groupe No.3**

**Courant de décharge 300 A**

Expérience No.1

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	15.07
Parois du réacteur :	10.62
Récupérateur :	6.01
Filtre :	9.52

Total	41.22
-------	-------

Conditions d'opération

Plasma

Argon

Débit (LPM) 30

Ampérage : 300 (A)

Voltage : 40 (V)

Puissance (W) 12 (kW)

Gaz secondaire

CO2

Débit (LPM) 0

Charge Canola  
(g)  
150

Charge corrigée  
(g)  
144

Charge base sèche  
(g)  
132.48

0.50 min  
30 sec

H2	21.50
N2	0.18
O2	0.05
CO	14.76
CH4	0.93
CO2	2.58
Éthylène	0.69
Acétylène	2.81
Argon	56.72
	100.21

1.17 min  
70 sec

H2	23.72
N2	0.15
O2	0.04
CO	14.41
CH4	1.47
CO2	5.76
Éthylène	1.79
Acétylène	6.86
Argon	48.07
	102.28

2.50 min  
150 sec

H2	22.04
N2	0.16
O2	0.04
CO	7.43
CH4	1.21
CO2	1.14
Éthylène	2.25
Acétylène	10.58
Argon	56.04
	100.89

0.67 min  
40 sec

H2	25.79
N2	0.17
O2	0.04
CO	17.37
CH4	1.13
CO2	2.96
Éthylène	0.88
Acétylène	3.58
Argon	53.60
	105.52

1.33 min  
80 sec

H2	23.80
N2	0.15
O2	0.04
CO	12.42
CH4	1.67
CO2	4.13
Éthylène	2.90
Acétylène	9.32
Argon	50.28
	104.70

3.50 min  
210 sec

H2	21.15
N2	0.18
O2	0.05
CO	8.56
CH4	0.81
CO2	0.68
Éthylène	1.17
Acétylène	8.33
Argon	63.25
	104.18

0.83 min  
50 sec

H2	25.18
N2	0.16
O2	0.04
CO	16.72
CH4	1.25
CO2	3.64
Éthylène	1.09
Acétylène	4.93
Argon	51.73
	104.75

1.50 min  
90 sec

H2	22.19
N2	0.15
O2	0.07
CO	9.64
CH4	1.55
CO2	2.86
Éthylène	3.00
Acétylène	9.70
Argon	48.95
	98.11

4.50 min  
270 sec

H2	18.17
N2	0.19
O2	0.05
CO	9.15
CH4	0.55
CO2	0.45
Éthylène	0.55
Acétylène	4.54
Argon	71.37
	105.03

1.00 min  
60 sec

H2	23.20
N2	0.15
O2	0.04
CO	15.16
CH4	1.39
CO2	5.64
Éthylène	1.61
Acétylène	6.49
Argon	47.17
	100.85

2.00 min  
120 sec

H2	22.44
N2	0.15
O2	0.04
CO	7.84
CH4	1.48
CO2	1.68
Éthylène	3.21
Acétylène	10.83
Argon	53.28
	100.95

5.50 min  
330 sec

H2	9.00
N2	0.19
O2	0.05
CO	4.75
CH4	0.11
CO2	0.26
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	84.92
	99.29



Argon LPM 30	CO2 LPM 0	Gaz échantillonné	Durée (min)	
			LPM 1.45	Total (l.) 10.875

comptes	600	tour	volume (m3)	1	0.1	m3/compte	0.000166667
---------	-----	------	-------------	---	-----	-----------	-------------

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	115	123.06	0.021	20.51
40	175	187.27	0.031	31.21
50	243	260.03	0.043	43.34
60	304	325.31	0.054	54.22
70	356	380.96	0.063	63.49
80	402	430.18	0.072	71.70
90	450	481.55	0.080	80.26
120	610	652.76	0.109	108.79
150	754	806.86	0.134	134.48
210	1026	1097.92	0.183	182.99
270	1270	1359.03	0.227	226.50
330	1480	1583.75	0.264	263.96
390	1643	1758.17	0.293	293.03
450	1818	1945.44	0.324	324.24

Erreur du gaz meter	0.0701	7.01
%		1.0701

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l)	
		0	
0-30	21.24	0.708	
30-40	10.94	1.094	
40-50	12.37	1.237	
50-60	11.12	1.112	
60-70	9.52	0.952	
70-80	8.45	0.845	
80-90	8.80	0.880	
90-120	29.26	0.975	
120-150	26.41	0.880	
150-210	49.96	0.833	
210-270	44.97	0.749	
270-330	38.90	0.648	
330-390	30.52	0.509	
390-450	32.66	0.544	

Total	335.12
-------	--------

**Avec Argon**

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	21.50	14.76	0.93	2.58	0.69	2.81	56.72
30-40	23.64	16.06	1.03	2.77	0.79	3.19	55.16
40-50	25.49	17.05	1.19	3.30	0.99	4.25	52.67
50-60	24.19	15.94	1.32	4.64	1.35	5.71	49.45
60-70	23.46	14.78	1.43	5.70	1.70	6.68	47.62
70-80	23.76	13.41	1.57	4.95	2.35	8.09	49.17
80-90	23.00	11.03	1.61	3.49	2.95	9.51	49.61
90-120	22.32	8.74	1.52	2.27	3.11	10.27	51.11
120-150	22.24	7.63	1.35	1.41	2.73	10.71	54.66
150-210	21.60	7.99	1.01	0.91	1.71	9.46	59.65
210-270	19.66	8.85	0.68	0.57	0.86	6.44	67.31
270-330	13.58	6.95	0.33	0.36	0.27	2.27	78.15
330-390	7.40	3.84	0.09	0.24	0.00	0.00	88.38
390-450	5.15	2.72	0.07	0.11	0.00	0.00	93.12
	19.79	10.70	1.01	2.38	1.39	5.67	60.91

**Sans argon**

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	49.69	34.12	2.15	5.96	1.59	6.49
30-40	49.79	33.83	2.17	5.83	1.65	6.72
40-50	48.77	32.62	2.27	6.31	1.89	8.14
50-60	45.52	29.99	2.48	8.73	2.54	10.74
60-70	43.65	27.50	2.65	10.60	3.17	12.42
70-80	43.90	24.78	2.90	9.14	4.33	14.95
80-90	44.57	21.37	3.13	6.77	5.72	18.43
90-120	46.28	18.12	3.15	4.71	6.45	21.29
120-150	48.28	16.57	2.93	3.06	5.93	23.24
150-210	50.62	18.73	2.37	2.13	4.00	22.16
210-270	53.05	23.89	1.84	1.52	2.32	17.37
270-330	57.14	29.25	1.40	1.50	1.16	9.56
330-390	63.96	33.14	0.79	2.11	0.00	0.00
390-450	63.93	33.78	0.87	1.43	0.00	0.00

# Bilan sur l'oxygène

/

CO Mole	CO2 Mole
1.321	0.225

Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole
0.661	0.225

Oxygène réagi Mole
0.885

Masse d'oxygène utilisée  
(g)

28.33
-------

Masse d'oxygène dans la charge  
(g)

31.03
-------

Conversion  
%

91.30
-------

# Bilan sur le carbone

CO Mole	CH4 Mole	CO2 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
1.321	0.125	0.225	0.183	0.830

Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole
1.321	0.125	0.225	0.366	1.661

Carbone réagi Mole
3.698

Masse de carbone utilisée  
(g)

44.37
-------

Masse de carbone dans la charge  
(g)

74.76
-------

Conversion  
%

59.36
-------

# Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole
2.70	0.13	0.18	0.83

Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
2.70	0.2506	0.3661	0.8303	4.1488

Masse d'hydrogène utilisée  
(g)

8.36
------

Masse d'hydrogène dans la charge  
(g)

11.60
-------

Conversion  
%

72.10
-------

## Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	44.37
Masse d'hydrogène	8.36
Masse d'oxygène	28.33

Totale **81.07**

Rapport selon la charge initiale  
%

**61.19**

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	30.38
Masse d'hydrogène	3.24
Masse d'oxygène	2.70
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Total **51.41**

Rapport selon la charge initiale  
%

**38.81**

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
**41.22**

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale  
%

**7.69**

Puissance électrique entrée	Rendement du chalumeau	Energie disponible à la sortie du chalumeau
kW		kW
12	0.49	5.88

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

### Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.64	1.32	0.24	0.29	1.11	4.60	5.88	0.782
30-40	2.79	2.22	0.40	0.51	1.96	7.88	5.88	1.341
40-50	3.40	2.66	0.53	0.72	2.95	10.26	5.88	1.745
50-60	2.90	2.24	0.52	0.89	3.56	10.11	5.88	1.720
60-70	2.41	1.78	0.49	0.96	3.56	9.19	5.88	1.563
70-80	2.17	1.43	0.48	1.17	3.83	9.07	5.88	1.543
80-90	2.19	1.23	0.51	1.53	4.69	10.15	5.88	1.725
90-120	2.35	1.08	0.53	1.79	5.61	11.36	5.88	1.932
120-150	2.11	0.85	0.42	1.42	5.28	10.09	5.88	1.716
150-210	1.94	0.84	0.30	0.84	4.41	8.34	5.88	1.418
210-270	1.59	0.84	0.18	0.38	2.71	5.70	5.88	0.969
270-330	0.95	0.57	0.08	0.11	0.83	2.53	5.88	0.430
330-390	0.41	0.25	0.02	0.00	0.00	0.67	5.88	0.114
390-450	0.30	0.19	0.01	0.00	0.00	0.50	5.88	0.086
						7.18		1.22

### Chaleur de combustion supérieur

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.94	1.32	0.26	0.31	1.15	4.98	5.88	0.847
30-40	3.30	2.22	0.45	0.54	2.03	8.54	5.88	1.452
40-50	4.02	2.66	0.58	0.77	3.05	11.09	5.88	1.886
50-60	3.43	2.24	0.58	0.95	3.68	10.88	5.88	1.851
60-70	2.85	1.78	0.54	1.02	3.69	9.87	5.88	1.679
70-80	2.56	1.43	0.53	1.25	3.96	9.73	5.88	1.655
80-90	2.58	1.23	0.57	1.64	4.86	10.87	5.88	1.848
90-120	2.78	1.08	0.59	1.91	5.81	12.16	5.88	2.069
120-150	2.50	0.85	0.47	1.51	5.47	10.80	5.88	1.837
150-210	2.30	0.84	0.33	0.90	4.57	8.93	5.88	1.519
210-270	1.88	0.84	0.20	0.41	2.80	6.13	5.88	1.042
270-330	1.12	0.57	0.09	0.11	0.85	2.75	5.88	0.467
330-390	0.48	0.25	0.02	0.00	0.00	0.75	5.88	0.127
390-450	0.36	0.19	0.02	0.00	0.00	0.56	5.88	0.095
						7.72		1.31

Reproduced with permission of the copyright owner. Further reproduction prohibited without permission.

Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	49.28	39.60	7.07	8.61	33.44	137.99
30-40	27.93	22.21	4.03	5.07	19.58	78.82
40-50	34.03	26.64	5.26	7.21	29.49	102.63
50-60	29.04	22.40	5.25	8.87	35.59	101.15
60-70	24.10	17.77	4.86	9.57	35.61	91.92
70-80	21.66	14.31	4.75	11.70	38.30	90.73
80-90	21.85	12.26	5.09	15.33	46.92	101.46
90-120	70.49	32.29	15.93	53.72	168.41	340.84
120-150	63.41	25.46	12.75	42.57	158.47	302.66
150-210	116.49	50.44	18.10	50.37	264.79	500.19
210-270	95.45	50.30	11.00	22.81	162.30	341.86
270-330	57.05	34.17	4.63	6.31	49.55	151.71
330-390	24.40	14.80	1.00	0.00	0.00	40.19
390-450	18.15	11.22	0.82	0.00	0.00	30.19
						2412.33

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
5.88	450	2646000	2.646

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
12	450	5400000	5.4

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.646
Total	6.386

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.412
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.352
Total	3.764

	MJ
Bilan (Entrées-sorties)	2.622

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

	%
0.479	47.92

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

	%
0.264	26.39

Expérience No.2

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	17.96
Parois du réacteur :	12.04
Récupérateur :	8.02
Filtre :	11.29

Total	49.31
-------	-------

Conditions d'opération

Plasma			Charge	Canola
Argon				(g)
Débit (LPM)	30			150
Ampérage :	300	(A)		
Voltage :	40	(V)		
Puissance (W)	12	(kW)	Charge corrigée	(g)
Gaz secondaire				144
CO2				
Débit (LPM)	2.5		Charge base sèche	(g)
				132.48

6.50 min  
390 sec

H2	2.31
N2	0.28
O2	0.07
CO	6.70
CH4	0.02
CO2	4.78
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	88.48
	102.64

7.50 min  
450 sec

H2	0.95
N2	0.27
O2	0.07
CO	5.78
CH4	0.06
CO2	5.30
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	89.08
	101.50

Résultats du GC

Avec Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	17.30	16.66	0.81	4.43	0.58	1.97	60.89
40	22.52	19.97	1.07	4.51	0.78	2.75	56.53
50	22.99	19.91	1.15	4.80	0.97	3.61	53.94
60	22.36	19.30	1.35	6.93	1.50	5.10	49.72
70	21.70	18.40	1.38	6.90	1.59	5.24	47.99
80	21.15	15.63	1.52	5.15	2.55	7.34	47.68
90	20.96	14.08	1.63	4.04	2.76	8.28	49.23
120	20.78	12.74	1.43	2.88	3.01	9.24	55.03
150	20.00	12.50	1.31	2.48	2.56	9.04	54.97
210	19.27	14.08	0.89	2.01	1.33	7.27	60.86
270	16.81	16.16	0.55	1.18	0.57	3.39	66.86
330	10.89	14.70	0.23	1.22	0.16	0.64	77.22
390	2.31	6.70	0.02	4.78	0.00	0.00	88.48
450	0.95	5.78	0.06	5.30	0.00	0.00	89.08

Sans Argon

% volumique

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	41.44	39.91	1.94	10.60	1.39	4.71
40	43.64	38.70	2.07	8.74	1.51	5.33
50	43.03	37.26	2.15	8.98	1.82	6.75
60	39.55	34.13	2.38	12.26	2.65	9.03
70	39.31	33.33	2.50	12.49	2.88	9.49
80	39.66	29.30	2.85	9.65	4.78	13.76
90	40.50	27.21	3.15	7.80	5.33	16.00
120	41.50	25.44	2.86	5.74	6.00	18.46
150	41.76	26.11	2.73	5.18	5.34	18.87
210	42.97	31.39	1.99	4.48	2.97	16.21
270	43.49	41.81	1.42	3.06	1.47	8.76
330	39.11	52.81	0.83	4.40	0.57	2.28
390	16.71	48.54	0.13	34.62	0.00	0.00
450	7.85	47.84	0.46	43.85	0.00	0.00



Données du compteur à gaz

comptes                      tour                      volume (m3)                      m3/compte

600                      1                      0.1                      0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	121	129.48	0.022	21.58
40	175	187.27	0.031	31.21
50	230	246.12	0.041	41.02
60	293	313.54	0.052	52.26
70	351	375.61	0.063	62.60
80	405	433.39	0.072	72.23
90	452	483.69	0.081	80.61
120	600	642.06	0.107	107.01
150	748	800.43	0.133	133.41
210	1033	1105.41	0.184	184.24
270	1280	1369.73	0.228	228.29
330	1505	1610.50	0.268	268.42
390	1700	1819.17	0.303	303.20
450	1880	2011.79	0.335	335.30

Erreur du gaz meter

%                      7.01

0.0701                      1.0701

Argon	CO2	Gaz	Durée (min)	7.5
LPM	LPM	échantillonné	LPM	Total (L)
30	2.5		1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l/s)
		0
0-30	22.31	0.744
30-40	9.87	0.987
40-50	10.05	1.005
50-60	11.48	1.148
60-70	10.59	1.059
70-80	9.87	0.987
80-90	8.62	0.862
90-120	27.12	0.904
120-150	27.12	0.904
150-210	52.28	0.871
210-270	45.50	0.758
270-330	41.58	0.693
330-390	36.23	0.604
390-450	33.55	0.559

Total	346.17
-------	--------

# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

5

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	17.30	16.66	0.81	4.43	0.58	1.97	60.89
30-40	19.91	18.32	0.94	4.47	0.68	2.36	58.71
40-50	22.76	19.94	1.11	4.66	0.88	3.18	55.23
50-60	22.68	19.60	1.25	5.86	1.24	4.36	51.83
60-70	22.03	18.85	1.36	6.91	1.54	5.17	48.85
70-80	21.43	17.01	1.45	6.02	2.07	6.29	47.84
80-90	21.06	14.85	1.57	4.59	2.65	7.81	48.46
90-120	20.87	13.41	1.53	3.46	2.88	8.76	52.13
120-150	20.39	12.62	1.37	2.68	2.78	9.14	55.00
150-210	19.63	13.29	1.10	2.24	1.94	8.15	57.91
210-270	18.04	15.12	0.72	1.59	0.95	5.33	63.86
270-330	13.85	15.43	0.39	1.20	0.36	2.01	72.04
330-390	6.60	10.70	0.12	3.00	0.08	0.32	82.85
390-450	1.63	6.24	0.04	5.04	0.00	0.00	88.78
	17.73	15.15	0.98	4.01	1.33	4.63	60.31

## Sans argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	41.44	39.91	1.94	10.60	1.39	4.71
30-40	42.66	39.24	2.01	9.58	1.46	5.05
40-50	43.33	37.97	2.11	8.87	1.67	6.05
50-60	41.24	35.65	2.27	10.67	2.25	7.92
60-70	39.43	33.74	2.44	12.37	2.76	9.26
70-80	39.48	31.35	2.67	11.10	3.81	11.59
80-90	40.08	28.27	3.00	8.74	5.05	14.86
90-120	40.99	26.34	3.01	6.79	5.66	17.21
120-150	41.63	25.77	2.80	5.47	5.68	18.66
150-210	42.34	28.66	2.38	4.84	4.19	17.58
210-270	43.21	36.21	1.73	3.82	2.27	12.76
270-330	41.66	46.41	1.17	3.62	1.09	6.05
330-390	31.69	51.39	0.60	14.42	0.38	1.53
390-450	12.58	48.21	0.28	38.93	0.00	0.00

Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
2.143	0.497		0.837		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagie Mole	CO2 réagi mole (l)
1.072	0.497	1.569	0.837	0.732	0.340 7.617
Masse d'oxygène utilisée (g)		Masse d'oxygène dans la charge (g)	Conversion %		
23.41		31.03	75.44		

Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
2.143	0.497	0.128	0.187	0.707		0.837	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
2.143	0.497	0.128	0.374	1.413	4.555	0.837	3.718
Masse de carbone réagie (g)		Masse de carbone dans la charge (g)	Conversion %				
44.62		74.76	59.68				

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
2.47	0.13	0.19	0.71	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
2.47	0.2556	0.3738	0.7065	3.8065
Masse d'hydrogène utilisée (g)		Masse d'hydrogène dans la charge (g)	Conversion %	
7.67		11.60	66.15	

### Chaleurs de combustion

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.39	1.57	0.22	0.25	0.82	4.24	5.88	0.722
30-40	2.12	2.28	0.33	0.40	1.31	6.44	5.88	1.095
40-50	2.47	2.53	0.40	0.52	1.79	7.71	5.88	1.311
50-60	2.81	2.84	0.51	0.84	2.80	9.80	5.88	1.667
60-70	2.52	2.52	0.52	0.97	3.07	9.59	5.88	1.631
70-80	2.28	2.12	0.51	1.21	3.48	9.61	5.88	1.634
80-90	1.96	1.62	0.49	1.35	3.78	9.19	5.88	1.563
90-120	2.04	1.53	0.50	1.54	4.44	10.04	5.88	1.708
120-150	1.99	1.44	0.44	1.49	4.63	9.99	5.88	1.699
150-210	1.85	1.46	0.34	1.00	3.98	8.64	5.88	1.469
210-270	1.48	1.45	0.20	0.43	2.26	5.81	5.88	0.988
270-330	1.04	1.35	0.10	0.15	0.78	3.41	5.88	0.581
330-390	0.43	0.82	0.03	0.03	0.11	1.41	5.88	0.240
390-450	0.10	0.44	0.01	0.00	0.00	0.55	5.88	0.093
						6.89		1.17

Intervalles de temps (s)	H2 kW	CO kW	CH4 kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.64	1.57	0.24	0.27	0.85	4.57	5.88	0.777
30-40	2.51	2.28	0.37	0.42	1.35	6.94	5.88	1.180
40-50	2.92	2.53	0.44	0.55	1.85	8.30	5.88	1.412
50-60	3.32	2.84	0.57	0.89	2.90	10.53	5.88	1.790
60-70	2.98	2.52	0.57	1.03	3.18	10.28	5.88	1.748
70-80	2.70	2.12	0.57	1.29	3.60	10.28	5.88	1.748
80-90	2.32	1.62	0.54	1.44	3.91	9.82	5.88	1.671
90-120	2.41	1.53	0.55	1.64	4.60	10.73	5.88	1.824
120-150	2.35	1.44	0.49	1.58	4.79	10.67	5.88	1.814
150-210	2.18	1.46	0.38	1.07	4.12	9.22	5.88	1.568
210-270	1.75	1.45	0.22	0.45	2.34	6.21	5.88	1.056
270-330	1.22	1.35	0.11	0.16	0.81	3.65	5.88	0.621
330-390	0.51	0.82	0.03	0.03	0.11	1.50	5.88	0.254
390-450	0.12	0.44	0.01	0.00	0.00	0.57	5.88	0.096
						7.37		1.25

Reproduced with permission of the copyright owner. Further reproduction prohibited without permission.

Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieur

Intervalles de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	41.66	46.95	6.48	7.63	24.59	127.32
30-40	21.22	22.85	3.32	3.96	13.06	64.41
40-50	24.69	25.32	3.99	5.20	17.91	77.11
50-60	28.09	28.43	5.13	8.37	28.02	98.05
60-70	25.17	25.21	5.17	9.66	30.68	95.89
70-80	22.83	21.22	5.13	12.07	34.81	96.05
80-90	19.60	16.18	4.86	13.51	37.75	91.91
90-120	61.10	45.95	14.87	46.14	133.19	301.26
120-150	59.70	43.25	13.31	44.56	138.96	299.78
150-210	110.81	87.79	20.63	60.05	238.93	518.21
210-270	88.62	86.93	11.77	25.53	135.88	348.72
270-330	62.16	81.06	5.81	8.92	46.87	204.83
330-390	25.80	48.97	1.62	1.69	6.46	84.53
390-450	5.89	26.45	0.44	0.00	0.00	32.78

2440.86

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
5.88	450	2646000	2.646

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
12	450	5400000	5.4

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.646
Total	6.386

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.441
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.617
Total	4.058

Bilan (Entrées-sorties)

MJ
2.328

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.512	% 51.18
-------	------------

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.267	% 26.70
-------	------------

Expérience No.3

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	15.17
Parois du réacteur :	13.4
Récupérateur :	9.6
Filtre :	10.5
Total	48.67

Conditions d'opération

Plasma				
Argon			Charge	Canola
Débit (l.PM)	30			(g)
				150
Ampérage :	300	(A)		
Voltage :	40	(V)		
Puissance (W)	12	(kW)	Charge corrigée	(g)
				144
Gaz secondaire				
CO2			Charge base sèche	(g)
Débit (LPM)	5			132.48

6.50 min  
390 sec

H2	0.80
N2	0.25
O2	0.07
CO	6.21
CH4	0.05
CO2	12.91
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	82.72
	102.99

7.50 min  
450 sec

H2	0.88
N2	0.25
O2	0.07
CO	5.19
CH4	0.13
CO2	5.30
Éthylène	0.00
Acétylène	0.00
Argon	84.72
	96.52

Résultats du GC  
Avec Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène	Argon
0	0	0	0	0	0	0	0
30	15.82	19.10	0.81	7.73	0.64	1.83	57.85
40	18.68	22.39	0.99	6.75	0.79	2.23	52.75
50	19.64	23.42	1.12	6.91	0.99	3.05	50.48
60	18.55	21.06	1.29	8.35	1.46	4.04	44.81
70	19.12	20.85	1.40	8.50	1.62	4.36	45.23
80	18.99	19.34	1.48	6.58	2.48	6.05	44.70
90	20.07	18.82	1.50	5.53	2.85	6.88	47.27
120	18.43	17.43	1.35	4.04	2.82	7.46	47.36
150	18.52	17.62	1.22	3.84	2.34	7.68	49.82
210	16.90	19.67	0.88	3.49	1.24	5.23	52.03
270	12.82	21.45	0.60	2.96	0.60	1.92	60.65
330	3.06	11.86	0.09	8.99	0.00	0.00	79.86
390	0.80	6.21	0.05	12.91	0.00	0.00	82.72
450	0.88	5.19	0.13	5.30	0.00	0.00	84.72

Sans Argon

Temps	H2	CO	CH4	CO2	éthylène	acétylène
0	0	0	0	0	0	0
30	34.45	41.58	1.77	16.83	1.39	3.97
40	36.03	43.20	1.91	13.03	1.53	4.30
50	35.63	42.49	2.03	12.54	1.80	5.52
60	33.88	38.46	2.35	15.25	2.67	7.38
70	34.24	37.33	2.50	15.22	2.91	7.80
80	34.57	35.21	2.69	11.99	4.51	11.03
90	36.07	33.81	2.70	9.93	5.13	12.36
120	35.76	33.83	2.62	7.84	5.48	14.47
150	36.15	34.40	2.39	7.49	4.58	14.99
210	35.65	41.49	1.86	7.36	2.61	11.03
270	31.77	53.16	1.49	7.33	1.50	4.76
330	12.74	49.40	0.39	37.47	0.00	0.00
390	3.99	31.11	0.24	64.65	0.00	0.00
450	7.64	45.15	1.10	46.11	0.00	0.00

Données du compteur à gaz

comptes                      tour                      volume (m3)                      m3/compte

600                      1                      0.1                      0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0	0	0
30	136	145.53	0.024	24.26
40	191	204.39	0.034	34.06
50	250	267.53	0.045	44.59
60	309	330.66	0.055	55.11
70	379	405.57	0.068	67.59
80	438	468.70	0.078	78.12
90	492	526.49	0.088	87.75
120	648	693.42	0.116	115.57
150	810	866.78	0.144	144.46
210	1124	1202.79	0.200	200.47
270	1392	1489.58	0.248	248.26
330	1621	1734.63	0.289	289.11
390	1825	1952.93	0.325	325.49
450	2015	2156.25	0.359	359.38

Erreur du gaz meter

%                      7.01

0.0701                      1.0701

Argon	CO2	Gaz échantillonné	Durée (min)	7.5
LPM	LPM		LPM	Total (l)
30	5		1.45	10.875

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l/s)
		0
0-30	24.98	0.833
30-40	10.05	1.005
40-50	10.76	1.076
50-60	10.76	1.076
60-70	12.73	1.273
70-80	10.76	1.076
80-90	9.87	0.987
90-120	28.55	0.952
120-150	29.62	0.987
150-210	57.45	0.958
210-270	49.25	0.821
270-330	42.29	0.705
330-390	37.83	0.631
390-450	35.34	0.589

Total	370.25
-------	--------



Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

5

Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	15.82	19.10	0.81	7.73	0.64	1.83	57.85
30-40	17.25	20.74	0.90	7.24	0.72	2.03	55.30
40-50	19.16	22.91	1.05	6.83	0.89	2.64	51.61
50-60	19.10	22.24	1.20	7.63	1.23	3.54	47.64
60-70	18.84	20.95	1.34	8.43	1.54	4.20	45.02
70-80	19.06	20.09	1.44	7.54	2.05	5.21	44.97
80-90	19.53	19.08	1.49	6.06	2.67	6.47	45.99
90-120	19.25	18.13	1.43	4.78	2.84	7.17	47.32
120-150	18.47	17.53	1.29	3.94	2.58	7.57	48.59
150-210	17.71	18.64	1.05	3.66	1.79	6.45	50.92
210-270	14.86	20.56	0.74	3.22	0.92	3.57	56.34
270-330	7.94	16.65	0.35	5.98	0.30	0.96	70.25
330-390	1.93	9.03	0.07	10.95	0.00	0.00	81.29
390-450	0.84	5.70	0.09	9.10	0.00	0.00	83.72
	14.98	17.95	0.95	6.65	1.30	3.69	56.20

Sans argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	34.45	41.58	1.77	16.83	1.39	3.97
30-40	35.29	42.44	1.84	14.82	1.47	4.14
40-50	35.82	42.83	1.97	12.78	1.67	4.93
50-60	34.76	40.48	2.19	13.89	2.23	6.45
60-70	34.06	37.89	2.43	15.24	2.79	7.59
70-80	34.41	36.28	2.59	13.62	3.70	9.40
80-90	35.33	34.51	2.69	10.95	4.82	11.70
90-120	35.92	33.82	2.66	8.93	5.29	13.37
120-150	35.95	34.12	2.50	7.67	5.03	14.73
150-210	35.91	37.81	2.13	7.43	3.63	13.09
210-270	33.86	46.86	1.69	7.35	2.10	8.15
270-330	24.67	51.76	1.08	18.57	0.94	2.98
330-390	8.77	41.10	0.33	49.81	0.00	0.00
390-450	5.33	36.24	0.56	57.88	0.00	0.00

Intervalles de temps (s)	H2 (l)	CO (l)	CH4 (l)	CO2 (l)	éthylène (l)	acétylène (l)	Argon (l)
0-30	3.95	4.77	0.20	1.93	0.16	0.46	14.45
30-40	1.73	2.08	0.09	0.73	0.07	0.20	5.56
40-50	2.06	2.47	0.11	0.74	0.10	0.28	5.56
50-60	2.06	2.39	0.13	0.82	0.13	0.38	5.13
60-70	2.40	2.67	0.17	1.07	0.20	0.53	5.73
70-80	2.05	2.16	0.15	0.81	0.22	0.56	4.84
80-90	1.93	1.88	0.15	0.60	0.26	0.64	4.54
90-120	5.50	5.17	0.41	1.37	0.81	2.05	13.51
120-150	5.47	5.19	0.38	1.17	0.77	2.24	14.39
150-210	10.17	10.71	0.60	2.10	1.03	3.71	29.26
210-270	7.32	10.12	0.36	1.59	0.45	1.76	27.75
270-330	3.36	7.04	0.15	2.53	0.13	0.41	29.71
330-390	0.73	3.42	0.03	4.14	0.00	0.00	30.75
390-450	0.30	2.01	0.03	3.22	0.00	0.00	29.58

	49.02	62.10	2.97	22.81	4.33	13.22	220.75
--	-------	-------	------	-------	------	-------	--------

Total
375.20

Intervalles de temps (s)	H2 (g)	CO (g)	CH4 (g)	CO2 (g)	éthylène (g)	acétylène (g)	somme (g)	taux (g/s)	reduction (g)	réduction %	Taux normalisé (g/s)
0-30	0.381	5.963	0.146	3.794	0.200	0.530	6.102	0.040	126.38	95.39	0.219
30-40	0.167	2.606	0.065	1.430	0.090	0.237	2.958	0.132	123.42	93.16	0.311
40-50	0.199	3.082	0.081	1.445	0.120	0.330	3.620	0.198	119.80	90.43	0.377
50-60	0.198	2.992	0.093	1.614	0.165	0.443	3.869	0.223	115.93	87.51	0.402
60-70	0.231	3.333	0.122	2.107	0.246	0.621	5.023	0.339	110.91	83.72	0.518
70-80	0.198	2.704	0.111	1.595	0.277	0.651	3.898	0.226	107.01	80.78	0.405
80-90	0.186	2.355	0.105	1.175	0.330	0.742	3.255	0.162	103.76	78.32	0.341
90-120	0.529	6.468	0.292	2.684	1.015	2.378	8.454	0.118	95.30	71.94	0.297
120-150	0.527	6.489	0.273	2.292	0.958	2.605	8.233	0.111	87.07	65.72	0.290
150-210	0.980	13.389	0.432	4.136	1.288	4.310	14.711	0.081	72.36	54.62	0.260
210-270	0.705	12.655	0.261	3.120	0.567	2.046	9.531	-0.005	62.83	47.42	0.174
270-330	0.323	8.804	0.105	4.966	0.160	0.472	5.006	-0.080	57.82	43.64	0.099
330-390	0.070	4.272	0.019	8.138	0.000	0.000	2.677	-0.119	55.14	41.62	0.060
390-450	0.029	2.517	0.022	6.319	0.000	0.000	-0.937	-0.179	56.08	42.33	0.000

g	4.72	77.63	2.13	44.81	5.42	15.37	76.40
---	------	-------	------	-------	------	-------	-------

## Bilan global coté solide

Masse totale de la matière utilisée pour la génération des gaz

(g)	
Masse de Carbone	45.79
Masse d'hydrogène	6.91
Masse d'oxygène	23.37

Selon la charge initiale

%

57.42

Total 76.07

Masse restant de la charge selon le bilan

(g)	
Masse de Carbone	28.97
Masse d'hydrogène	4.68
Masse d'oxygène	7.66
Masse d'azote	10.12
Cendres	4.97

Rapport selon la charge initiale

%

42.58

Total 56.41

Masse restant de la charge récupérés du réacteur

(g)  
48.67

Écart entre le bilan et la récupération par rapport à la masse initiale

%

5.84

Rendement énergétique global (Moyenne sur la durée totale de l'expérience)

Chaleur de combustion inférieure

Intervalle de temps (s)	H2 kJ	CO kJ	CH4 kJ	éthylène kJ	acétylène kJ	somme kJ
0-30	42.66	60.27	7.28	9.45	25.55	145.21
30-40	18.71	26.34	3.25	4.25	11.41	63.97
40-50	22.26	31.15	4.06	5.67	15.90	79.05
50-60	22.19	30.24	4.64	7.80	21.38	86.26
60-70	25.88	33.69	6.12	11.60	29.96	107.24
70-80	22.14	27.33	5.53	13.04	31.41	99.45
80-90	20.81	23.80	5.27	15.54	35.78	101.21
90-120	59.32	65.38	14.59	47.84	114.68	301.81
120-150	59.06	65.58	13.64	45.20	125.63	309.11
150-210	109.81	135.32	21.62	60.76	207.83	535.35
210-270	78.99	127.91	13.05	26.76	98.67	345.37
270-330	36.24	88.98	5.26	7.54	22.76	160.78
330-390	7.87	43.18	0.97	0.00	0.00	52.02
390-450	3.19	25.44	1.11	0.00	0.00	29.74
						2416.56

Énergie calorifique du canola (base sèche)

Valeur calorifique	
MJ/kg	MJ
28.232	3.740

Énergie du plasma

kW	Temps	J	MJ
5.88	450	2646000	2.646

Énergie électrique

kW	Temps	J	MJ
12	450	5400000	5.4

Entrées

	MJ
Énergie calorifique du canola	3.740
Énergie du plasma	2.646
Total	6.386

Sorties

	MJ
Énergie de combustion des gaz de sortie	2.417
Pouvoir calorifique du charbon restant	1.596
Total	4.013

	MJ
Bilan (Entrées-sorties)	2.374

Rendement énergétique global selon l'énergie injecté (plasma)

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie du plasma (entrée)

0.504	% 50.45
-------	------------

Rendement énergétique global selon l'énergie électrique fournie

Énergie de combustion des gaz de sortie / (Énergie calorifique (entrée)-Énergie calorifique du charbon restant (sortie)) + Énergie électrique (entrée)

0.264	% 26.44
-------	------------

# Expérience No.4

Échantillons	Temps (s)	Temps min
1	30	0.50
2	40	0.67
3	50	0.83
4	60	1.00
5	70	1.17
6	80	1.33
7	90	1.50
8	120	2.00
9	150	2.50
10	210	3.50
11	270	4.50
12	330	5.50
13	390	6.50
14	450	7.50

Résidus solides (g)

Fond du réacteur :	17.13
Parois du réacteur :	15.74
Récupérateur :	9.61
Filtre :	10.77

Total 53.25

## Conditions d'opération

Plasma

Argon

Débit (l.PM) 30

Ampérage : 300 (A)

Voltage : 40 (V)

Puissance (W) 12 (kW)

Gaz secondaire

CO2

Débit (l.PM) 10

Charge

Canola

(g)

150

Charge corrigée

(g)

144

Charge base sèche

(g)

132.48

0.50 min  
30 sec

H2	9.81
N2	0.18
O2	0.05
CO	20.42
CH4	0.61
CO2	13.85
Ethylène	0.53
Acétylène	1.21
Argon	53.16
	99.84

1.17 min  
70 sec

H2	14.60
N2	0.16
O2	0.04
CO	25.82
CH4	1.18
CO2	12.95
Ethylène	1.36
Acétylène	2.89
Argon	44.93
	103.93

2.50 min  
150 sec

H2	15.57
N2	0.15
O2	0.04
CO	22.56
CH4	1.23
CO2	7.58
Ethylène	2.47
Acétylène	5.17
Argon	44.26
	99.04

0.67 min  
40 sec

H2	12.57
N2	0.18
O2	0.05
CO	24.17
CH4	0.76
CO2	12.77
Ethylène	0.68
Acétylène	1.52
Argon	52.29
	104.99

1.33 min  
80 sec

H2	15.41
N2	0.15
O2	0.04
CO	23.75
CH4	1.34
CO2	10.09
Ethylène	2.19
Acétylène	4.04
Argon	42.31
	99.33

3.50 min  
210 sec

H2	13.04
N2	0.16
O2	0.04
CO	23.90
CH4	0.88
CO2	7.33
Ethylène	1.36
Acétylène	3.51
Argon	48.15
	98.37

0.83 min  
50 sec

H2	13.50
N2	0.17
O2	0.05
CO	25.15
CH4	0.92
CO2	12.23
Ethylène	0.88
Acétylène	2.00
Argon	50.09
	104.98

1.50 min  
90 sec

H2	15.90
N2	0.15
O2	0.04
CO	23.45
CH4	1.35
CO2	8.84
Ethylène	2.42
Acétylène	4.54
Argon	43.66
	100.35

4.50 min  
270 sec

H2	7.81
N2	0.18
O2	0.05
CO	25.65
CH4	0.52
CO2	8.11
Ethylène	0.72
Acétylène	1.50
Argon	58.30
	102.85

1.00 min  
60 sec

H2	14.68
N2	0.16
O2	0.04
CO	26.07
CH4	1.17
CO2	13.12
Ethylène	1.37
Acétylène	2.87
Argon	45.55
	105.02

2.00 min  
120 sec

H2	18.43
N2	0.17
O2	0.05
CO	17.43
CH4	1.35
CO2	4.04
Ethylène	2.82
Acétylène	7.46
Argon	47.36
	99.10

5.50 min  
330 sec

H2	1.84
N2	0.20
O2	0.05
CO	13.57
CH4	0.11
CO2	17.50
Ethylène	0.06
Acétylène	0.22
Argon	67.28
	100.82

Données du compteur à gaz

comptes 600 tour 1 volume (m3) 0.1 m3/compte 0.000166667

Temps (s)	comptes	comptes corrigés	m3	(l)
0		0.00	0.00	0
30	160	171.22	0.03	28.54
40	209	223.65	0.04	37.28
50	270	288.93	0.05	48.15
60	322	344.57	0.06	57.43
70	383	409.85	0.07	68.31
80	447	478.33	0.08	79.72
90	510	545.75	0.09	90.96
120	687	735.16	0.12	122.53
150	875	936.34	0.16	156.06
210	1205	1289.47	0.21	214.91
270	1510	1615.85	0.27	269.31
330	1763	1886.59	0.31	314.43
390	2002	2142.34	0.36	357.06
450	2220	2375.62	0.40	395.94

Erreur du gaz meter 0.0701 7.01 1.0701 %

Argon LPM	CO2 LPM	Gaz échantillonné	Durée (min)	7.5
30	10		1.45	Total (l) 10.875

intervalles de temps	(l) corrigé	Taux (l/s)
		0
0-30	29.26	0.975
30-40	8.98	0.898
40-50	11.12	1.112
50-60	9.52	0.952
60-70	11.12	1.112
70-80	11.66	1.166
80-90	11.48	1.148
90-120	32.29	1.076
120-150	34.25	1.142
150-210	60.31	1.005
210-270	55.85	0.931
270-330	46.57	0.776
330-390	44.08	0.735
390-450	40.33	0.672

Total	406.81
-------	--------

# Pourcentage moyen de chaque constituant du gaz de sortie durant les intervalles d'échantillonnage

## Avec Argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen	Argon % moyen
0-30	9.81	20.42	0.61	13.85	0.53	1.21	53.16
30-40	11.19	22.30	0.68	13.31	0.61	1.37	52.73
40-50	13.03	24.66	0.84	12.50	0.78	1.76	51.19
50-60	14.09	25.61	1.05	12.68	1.12	2.43	47.82
60-70	14.64	25.94	1.18	13.03	1.37	2.88	45.24
70-80	15.00	24.79	1.26	11.52	1.77	3.47	43.62
80-90	15.66	23.60	1.34	9.47	2.30	4.29	42.99
90-120	17.16	20.44	1.35	6.44	2.62	6.00	45.51
120-150	17.00	20.00	1.29	5.81	2.65	6.31	45.81
150-210	14.31	23.23	1.05	7.45	1.91	4.34	46.21
210-270	10.42	24.78	0.70	7.72	1.04	2.50	53.23
270-330	4.82	19.61	0.31	12.80	0.39	0.86	62.79
330-390	1.40	10.01	0.08	20.70	0.03	0.11	69.31
390-450	0.85	6.31	0.04	24.45	0.00	0.00	72.37
	11.39	20.84	0.84	12.27	1.22	2.68	52.28

## Sans argon

Intervalles de temps (s)	H2 % moyen	CO % moyen	CH4 % moyen	CO2 % moyen	éthylène % moyen	acétylène % moyen
0-30	21.13	43.98	1.31	29.82	1.15	2.61
30-40	22.63	45.08	1.38	26.91	1.23	2.76
40-50	24.33	46.03	1.57	23.34	1.45	3.28
50-60	24.72	44.95	1.84	22.25	1.97	4.27
60-70	24.80	43.95	1.99	22.08	2.31	4.88
70-80	25.95	42.87	2.18	19.93	3.07	6.00
80-90	27.63	41.65	2.37	16.71	4.06	7.58
90-120	31.78	37.84	2.49	11.93	4.85	11.11
120-150	32.04	37.69	2.43	10.95	4.99	11.89
150-210	27.36	44.42	2.02	14.25	3.66	8.29
210-270	22.10	52.53	1.48	16.37	2.21	5.31
270-330	12.43	50.54	0.81	33.00	1.01	2.21
330-390	4.34	30.97	0.23	64.03	0.10	0.33
390-450	2.68	19.94	0.13	77.25	0.00	0.00



Bilan sur l'oxygène

CO totale Mole	CO2 totale Mole		CO2 entrée Mole		
3.528	2.212		3.348		
Convertie (O2) Mole	Convertie (O2) Mole	O2 totale Mole	Convertie (O2) Mole	O2 réagie Mole	CO2 réagi mole (l)
1.764	2.212	3.976	3.348	0.628	1.136 25.450
Masse d'oxygène utilisée (g)		Masse d'oxygène dans la charge (g)	Conversion %		
20.09		31.03	64.74		

Bilan sur le carbone

CO Mole	CO2 totale Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole		CO2 entrée Mole	
3.528	2.212	0.132	0.210	0.477		3.348	
Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Convertie (C) Mole	Totale Mole	Convertie (C) Mole	Carbone utilisé Mole
3.528	2.212	0.132	0.421	0.954	7.247	3.348	3.898
Masse de carbone réagie (g)		Masse de carbone dans la charge (g)	Conversion %				
46.78		74.76	62.58				

Bilan sur l'hydrogène

H2 Mole	CH4 Mole	éthylène Mole	acétylène Mole	
1.82	0.13	0.21	0.48	
Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	Convertie (H2) Mole	H2 réagi Mole
1.82	0.2647	0.4206	0.4768	2.9863
Masse d'hydrogène utilisée (g)		Masse d'hydrogène dans la charge (g)	Conversion %	
6.02		11.60	51.90	

### Chaleurs de combustion

	Supérieur	Inférieur
Gaz	$\Delta H$ (kJ/mol)	$\Delta H$ (kJ/mol)
H <sub>2</sub>	285.84	241.8
CO	283.00	283
CH <sub>4</sub>	890.36	802.3
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1410.99	1322.96
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	1299.60	1255.6
Carbone		393.51

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.03	2.52	0.21	0.31	0.66	4.73	5.88	0.805
30-40	1.09	2.53	0.22	0.32	0.69	4.85	5.88	0.824
40-50	1.56	3.46	0.33	0.51	1.10	6.97	5.88	1.186
50-60	1.45	3.08	0.36	0.63	1.30	6.81	5.88	1.158
60-70	1.76	3.65	0.47	0.90	1.79	8.56	5.88	1.456
70-80	1.89	3.65	0.53	1.22	2.27	9.55	5.88	1.624
80-90	1.94	3.42	0.55	1.56	2.76	10.24	5.88	1.741
90-120	1.99	2.78	0.52	1.66	3.62	10.58	5.88	1.799
120-150	2.10	2.88	0.53	1.78	4.04	11.33	5.88	1.927
150-210	1.55	2.95	0.38	1.14	2.44	8.46	5.88	1.439
210-270	1.05	2.91	0.23	0.57	1.31	6.07	5.88	1.033
270-330	0.40	1.92	0.09	0.18	0.37	2.97	5.88	0.505
330-390	0.11	0.93	0.02	0.01	0.04	1.12	5.88	0.190
390-450	0.06	0.54	0.01	0.00	0.00	0.61	5.88	0.103
						6.63		1.13

Intervalles de temps (s)	H <sub>2</sub> kW	CO kW	CH <sub>4</sub> kW	éthylène kW	acétylène kW	somme kW	kW injecté kW	Rendement
0-30	1.22	2.52	0.24	0.33	0.69	4.99	5.88	0.848
30-40	1.28	2.53	0.24	0.34	0.71	5.11	5.88	0.869
40-50	1.85	3.46	0.37	0.55	1.13	7.37	5.88	1.253
50-60	1.71	3.08	0.40	0.67	1.34	7.20	5.88	1.225
60-70	2.08	3.65	0.52	0.96	1.86	9.06	5.88	1.540
70-80	2.23	3.65	0.58	1.30	2.35	10.11	5.88	1.720
80-90	2.29	3.42	0.61	1.66	2.86	10.85	5.88	1.845
90-120	2.36	2.78	0.58	1.78	3.75	11.24	5.88	1.911
120-150	2.48	2.88	0.59	1.90	4.18	12.03	5.88	2.046
150-210	1.83	2.95	0.42	1.21	2.53	8.95	5.88	1.522
210-270	1.24	2.91	0.26	0.61	1.35	6.37	5.88	1.084
270-330	0.48	1.92	0.10	0.19	0.39	3.08	5.88	0.523
330-390	0.13	0.93	0.02	0.01	0.05	1.14	5.88	0.194
390-450	0.07	0.54	0.01	0.00	0.00	0.62	5.88	0.105
						7.01		1.19